

**Untersuchung des Einflusses der
Strömungsverhältnisse auf den Wärmeübergang in
Rührreaktoren mit Rohrschlangeneinbauten mittels
Particle Image Velocimetry und *Laser Induced
Fluorescence***

Dissertation

zur Erlangung des akademischen Grades eines
Doktors der Naturwissenschaften
– Dr. rer. nat. –

vorgelegt von

Volker Bliem

geboren in Bonn-Bad Godesberg

Fakultät für Chemie
der
Universität Duisburg-Essen

Essen, 2016

Die vorliegende Arbeit wurde im Zeitraum von März 2013 bis Februar 2016 im Arbeitskreis von Prof. Dr.-Ing. H. J. Schultz an der Hochschule Niederrhein in Krefeld durchgeführt. Die Arbeit entstand in Kooperation mit dem Lehrstuhl für Technische Chemie II der Fakultät für Chemie an der Universität Duisburg-Essen unter Anleitung von Prof. Dr. M. Ulbricht.

Tag der Disputation: 21. Juli 2016

Gutachter:	Prof. Dr. Mathias Ulbricht
	Prof. Dr.-Ing. Heyko Jürgen Schultz
Vorsitzende:	PD Dr. Ursula Telgheder

Danksagungen

Mein besonderer Dank gilt meinem Doktorvater Herrn Prof. Dr.-Ing. Heyko Jürgen Schultz für die Bereitstellung des spannenden Forschungsthemas, die wertvollen Anregungen und stete Diskussionsbereitschaft, aber auch für die gewährten Freiheiten und die weitergehende Unterstützung.

Herrn Prof. Dr. Mathias Ulbricht danke ich für die Betreuung seitens der Universität Duisburg-Essen für die freundliche Aufnahme in seinen Arbeitskreis, sein Interesse an der Thematik, die wissenschaftliche Betreuung und die hilfreichen Anregungen bei der Anfertigung der Arbeit.

Weiterhin danke ich meinen Arbeitskollegen sowie den Mitarbeitern des Fachbereichs Chemie an der Hochschule Niederrhein in Krefeld für die gute Zusammenarbeit und eine sehr angenehme Arbeitsatmosphäre. Für ihren Einsatz und Interesse an meiner Arbeit danke ich den Studenten Yue Yang, Larbi Radoine, Roman Heinz, Marian Matzke, Marius Hirtsiefer und Christian Kessel. Besonderer Dank geht an Herrn Alexander Stefan für die vielen, hilfreichen Diskussionen. Durch dessen Masterarbeit wurde die Durchführung der CFD-Simulationen im Rahmen dieser Arbeit erst ermöglicht.

Ganz herzlich bedanken möchte ich mich bei meiner Familie, im Besonderen bei meinen Eltern Karl und Edith, die mich immer auf meinem Weg unterstützt und an mich geglaubt haben.

Meiner Partnerin Katharina gilt großer Dank für ihre stetige Auf- und Ermunterung. Für die nötige Ablenkung und oftmals aufbauende Worte.

„We need to train our imagination on the little lies, so we can believe the big lies, like justice, truth and by taking them seriously, make them into something that is real.”

Terry Pratchett

Inhaltsverzeichnis

Kurzfassung

1	Einleitung.....	1
1.1	Motivation	1
1.2	Zielsetzung und Konzept	2
1.3	Stand der Forschung	4
1.3.1	Einfluss von Rohrschlangeneinbauten	4
1.3.2	PIV in Rührprozessen	5
1.3.3	Mischzeitcharakteristiken	5
1.3.4	Wärmeübergang an Rohrschlangeneinbauten	6
2	Theoretische Grundlagen.....	7
2.1	Rührtechnik.....	7
2.1.1	Bauformen von Rührbehältern und Rührern	9
2.1.2	Kenngößen des Rührvorgangs	11
2.1.3	Wärmeübergang im Rührkessel	14
2.1.4	Homogenisieren von Flüssigkeitsgemischen	15
2.2	Optische Messverfahren	17
2.2.1	Prinzip der PIV	18
2.2.2	Prinzip der LIF	21
2.3	Turbulente Strömungen in Rührbehältern	23
2.3.1	Energiekaskadenmodell	25
2.4	Numerische Strömungssimulation (CFD).....	26
3	Methodik	29
3.1	Modellentwicklung	29
3.1.1	Konstruktion des Reaktormodells	29

3.1.2	Brechungsindexanpassung (RIM)	32
3.1.3	Experimenteller Messaufbau	36
3.2	Laseroptische Messungen	39
3.2.1	PIV-Messung	39
3.2.2	Mischzeit-LIF	43
3.2.3	Temperatur-LIF	46
3.3	CFD-Strömungssimulation	49
3.4	Aufheizversuche	52
4	Strömungsfelduntersuchungen	55
4.1	Ort der Messung (FOV)	55
4.2	Experimentelle Messung (PIV)	57
4.2.1	Auswertemethoden	57
4.2.2	Verlauf des Ensemble-Mittelwerts	62
4.2.3	Untersuchung der Rührertypen	64
4.2.4	Gegenüberstellung der Rührertypen	98
4.3	Numerische Strömungssimulation (CFD)	104
4.3.1	Konvergenz der Simulation	104
4.3.2	Übertragbarkeit des Verfahrens	110
4.3.3	Vergleich mit experimentellen Daten	112
4.4	Fehlerbetrachtung	120
4.4.1	PIV	120
4.4.2	CFD	122
4.5	Fazit der Dissipationsmodellierung	124
5	Mischzeituntersuchungen	127
5.1	Leistungscharakteristik der verwendeten Rührorgane	127

5.2	Mischzeitcharakteristiken	129
5.2.1	Bestimmung der Mischzeit (C-LIF)	129
5.2.2	Mischzeitcharakteristiken der verwendeten Rührer	132
5.2.3	Örtliche Mischzeitenverteilung im Vertikalschnitt	136
5.2.4	Spezifischer Leistungsbedarf zum Erreichen der Mischgüte	140
5.2.5	Fehlerbetrachtung	142
6	<i>Untersuchung des Wärmeüberganges</i>	144
6.1	Bestimmung des Wärmeübergangskoeffizienten durch Aufheizexperimente...	144
6.1.1	Örtliche Temperaturmessung auf der Rohrschlange	146
6.1.2	Konzept der relevanten Wärmeaustauschzone (RWAZ) [106]	148
6.1.3	Vergleich mit der Literatur	154
6.1.4	Leistungsbedarf des Wärmeüberganges	158
6.1.5	Fehlerquellen der Aufheizversuche	159
6.2	Temperaturmessungen im RIM-System	161
6.2.1	Aufheizverhalten im PG-Modell	161
6.2.2	Temperaturmessungen mittels T-LIF	163
6.2.3	Fehlerquellen der LIF-Temperaturmessungen	165
7	<i>Zusammenfassung und Ausblick</i>	168
7.1	Strömungs- und Turbulenzfelder	168
7.2	Mischzeit.....	170
7.3	Wärmeübergang.....	171
7.4	Praktische Handlungsanweisungen	172
7.5	Fazit	173
8	<i>Formelzeichen und Symbolverzeichnis</i>	175
8.1	Lateinische Buchstaben.....	175

8.2	Griechische Formelzeichen und Operatoren	177
8.3	Indices	177
8.4	Abkürzungen.....	178
9	<i>Literatur</i>	180
10	<i>Anhang</i>	188
10.1	Strömungsfelduntersuchungen.....	188
10.2	Mischzeitdaten	190
10.3	Publikationsliste.....	193
10.4	Lebenslauf	194
10.5	Erklärung	195

Kurzfassung

Im Rahmen der Arbeit wurden die Strömungsverhältnisse, Mischzeit- und Wärmeübergangscharakteristiken in einem Rührreaktor mit helikalen Rohrschlangeneinbauten untersucht. Dazu wurde im Vorfeld in Anlehnung an gängige Auslegungsvorschriften ein Labor-Reaktormodell entwickelt und als brechungsindexangepasstes System konstruiert. Für die Untersuchung wurden fünf Standard-Rührertypen eingesetzt sowie die Drehfrequenz im Bereich für $Re = 5.000$ bis 20.000 variiert.

Bei den Strömungsfelduntersuchungen wurden die gemittelten Strömungsgeschwindigkeiten, die turbulente kinetische Energie und die lokale Energiedissipation ε im Vertikalschnitt des Reaktors experimentell mit *Particle Image Velocimetry* Messungen sowie durch *Computational Fluid Dynamics* Simulationen bestimmt und miteinander verglichen. Durch die Normierung der Geschwindigkeitsdaten über die Rührerumfangsgeschwindigkeit konnte eine hohe Übereinstimmung der örtlichen Profile, unabhängig von der Drehfrequenz, erreicht werden. Weiterhin zeigt sich beim 6-Blattscheibenrührer eine deutliche Änderung des Strömungsbildes am Punkt $Re = 10.000$, wo eine bessere Durchströmung der Rohrschlangen eintrat.

Die Mischzeituntersuchungen mittels *Laser Induced Fluorescence* zeigen allgemein höhere Mischzeiten (+10 %) gegenüber Behältern ohne Rohrschlangeneinbauten bei zentrischer Zugabe. Bei exzentrischer Zugabe im Ringspalt nehmen die Mischzeiten um bis zu 40 % zu, wobei axial-fördernde Rührer am stärksten betroffen sind. Wärmeübergangsmessungen von den Rohrschlangen zeigten, dass der gesamte Wärmestrom bereits nach einem kurzen Anteil der Gesamtrohrlänge vollständig übertragen wird. Durch Auswertung des örtlichen Temperaturverlaufes wurde die relevante Wärmeaustauschzone (RWAZ) eingeführt, mit der die Wärmeübergangscharakteristiken für die jeweiligen Rührer bestimmt werden konnten. Für das Erreichen eines optimalen Wärmeüberganges haben sich Blatt- und Impellerrührer als am besten geeignet herausgestellt. Im Hinblick auf komplexere Rühraufgaben sind jedoch 6-Blattscheiben- oder Schrägblattrührer vorzuziehen. Die Rohrschlangeneinbauten stellen generell ein merkliches Hindernis für das Strömungsbild dar, insbesondere das obere Drittel des Reaktors wird deutlicher schlechter durchmischt.

1 Einleitung

1.1 Motivation

Der Rührreaktor ist einer der ältesten und am häufigsten anzutreffenden Apparate der chemischen Industrie. Die gängigen Aufgabenstellungen umfassen das Mischen von Flüssigkeiten, die Durchführung chemischer Reaktionen, die Herstellung von Dispersionen sowie Prozesse mit Wärme- und Stoffübergang. Obwohl der Rührreaktor einen Standardapparat der chemischen Prozessindustrie darstellt, basiert die Auslegung noch heute überwiegend auf einfachen Regeln, z.B. dimensionslosen Kennzahlen wie der Newtonzahl, empirischen Scale-Up Kriterien aus Laboranlagen oder dem Wissen von Experten mit jahrelanger Erfahrung. Auch wenn der Erfolg dieser Regeln und Erfahrungen für sich stehen, erlauben sie dennoch keinen detaillierten Einblick in die ablaufenden Mechanismen und Prozesse. Zunehmend komplexer werdende Produktionsprozesse bei gleichzeitig hohen Qualitätsanforderungen machen es jedoch erforderlich, auch dieses Detailwissen in die Prozessgestaltung mit einzubeziehen.

Eine besondere Bedeutung bei der Durchführung von chemischen Prozessen kommt der Steuerung der Temperatur im Reaktionsmedium zu: Sei es zum Halten einer konstanten Temperatur für chemische Reaktionen, der sicherheitsrelevanten Kühlung von exothermen Prozessen oder zur Durchführung von Destillationen um das gewünschte Produkt in entsprechender Reinheit zu erhalten. Die Übertragung von Wärme erfolgt dabei in der Regel indirekt über eine Austauschoberfläche, meistens über den Reaktormantel. Beim Scale-Up ergibt sich nun eine besondere Problematik, da das Volumen – und damit der Reaktorinhalt – mit der dritten Potenz des Durchmessers zunimmt, die Oberfläche nur mit der zweiten Potenz. Bei starken Maßstabsvergrößerungen ist es daher schwierig, gleiche Heiz bzw. Kühlprozesse zu gewährleisten. Eine Möglichkeit, die zur Verfügung stehende Oberfläche zu vergrößern, ist große, gerührte Behälter mit Rohrschlängeneinbauten versehen (Abbildung 1.1). Diese Einbauten haben jedoch den Nachteil, selbst die Strömungsverhältnisse im Reaktor ungünstig zu beeinflussen.



Abbildung 1.1: Rührbehälter mit zweistufigem Rührorgan und Doppelrohrschlangen [1]

Die fehlerhafte Auslegung eines Rührreaktors kann zu schweren mechanischen Problemen beim Scale-Up führen, bis hin zum Ausfall einer Produktionsanlage. Auch Ausbeuteverluste bis zu 5% aufgrund schlechter Durchmischung sind typisch [2] und schmälern den Gewinn eines Unternehmens. Eine Abschätzung von Tatterson [3] unterstreicht die ökonomische Bedeutung des Rührreaktors, die besagt, dass allein für die chemische Industrie in den USA im Jahr 1989 Kosten zwischen 1 bis 20 Millionen Dollar aufgrund schlecht ausgelegter Mischprozesse entstanden sind.

1.2 Zielsetzung und Konzept

Bisherige Untersuchungen behandeln den verfahrenstechnischen Sonderfall der Rohrschlängeneinbauten primär über den effektiv realisierten Wärmeübergang. Dabei wird der Wärmeaustausch anhand von Rohrschlangenmodellen direkt experimentell bestimmt. Der Grundaufbau des Rührsystems und das Rohrschlängendesign wird dabei in der Regel nicht oder nur minimal - z.B. Rohrdurchmesser, Rohrabstand, etc. – verändert. Die Auswertung erfolgt anhand von dimensionslosen Kennzahlen und Kriteriengleichungen, die aus einer Dimensionsanalyse erhalten werden. Diese Vorgehensweise erlaubt eine erhebliche Vereinfachung des komplexen Zusammenhangs aus Geometrie, Strömung und Stoffsystem und ermöglicht erst die Maßstabsübertragung zur Auslegung großtechnischer Prozesse. Gleichzeitig werden die vielfältigen Einflussgrößen auf den Wärmeübergang auf wenige Kennzahlen reduziert.

Durch die festgelegte Geometrie und Konstruktionsvorgaben hat sich in Wissenschaft und Industrie ein *status quo* für das Rohrschlängendesign etabliert, vom dem nur wenig abgewichen wird. Bei der Maßstabsübertragung wird zudem auch methodisch eine geometrische Ähnlichkeit der Systeme vorausgesetzt. Aus diesem Grund bietet die Anpassung des Designs von Rohrschlängeneinbauten und Rührsystem ein erhebliches, bisher ungenutztes Optimierungspotential. Voraussetzung für die Optimierung ist jedoch die fundierte Kenntnis der Strömungsverhältnisse im Reaktor sowie die an den Rohrschlangen ablaufenden Prozesse.

Ziel der Arbeit ist es daher, die tatsächlichen Strömungsverhältnisse im Rührreaktor mit Rohrschlängeneinbauten aufzuklären und im Hinblick auf den vorhandenen sowie potenziellen Wärmeübergang zu beurteilen. Ergänzend dazu werden klassische Wärmeübergangsmessungen durchgeführt, um einerseits diese Arbeit in die vorhandene Literaturlandschaft einzuordnen, als auch um einen Zusammenhang zwischen Reaktorströmung und potenziellem Wärmeübergang herstellen zu können. Neben dem Ziel des intensiveren Wärmeüberganges haben die Rohrschlangen auch selber einen starken Einfluss auf das Strömungssystem im Reaktor, der über Mischzeituntersuchungen beschrieben wird. Durch den Vergleich der Mischzeitcharakteristiken in Systemen mit und ohne Rohrschlangen kann der Effekt von Rohrschlangen auf andere Rühraufgaben, etwa das Homogenisieren, beziffert werden.

Die Untersuchung des Einflusses von Rohrschlängeneinbauten soll mithilfe von drei unterschiedlichen Ansätzen erfolgen. In jeweils eigenen Kapiteln erfolgt die gezielte Untersuchung:

- der *Strömungsfelder*,
- der *Mischzeitcharakteristik*
- und des *Wärmeüberganges*.

Das größte und wichtigste Kapitel 4 behandelt die Untersuchung der Strömungsfelder. Dort wird mittels experimenteller und simulativer Verfahren die Strömung im Vertikalschnitt eines exemplarischen Modellreaktors erfasst und im Hinblick auf Strömungsgeschwindigkeit, Turbulenz und Energiedissipation erörtert. Die Behandlung der Mischzeitcharakteristiken in Kapitel 5 erfolgt ebenfalls anhand des Vertikalschnittes

durch optische Konzentrationsmessung eines zugegebenen Farbstoffes bis zur Gleichgewichtseinstellung. Die erhaltenen Daten werden sowohl untereinander, als auch mit der vorhandenen Literatur verglichen. In Kapitel 6 wird der Wärmeübergang von den Rohrschlangen in das Medium betrachtet. Aus Aufheizversuchen werden dimensionslose Kennzahlen berechnet und die Effektivität des Wärmetransports diskutiert.

Im Rahmen dieser Arbeit werden fünf verschiedene, industriell gängige Rührertypen für die Untersuchungen verwendet und die Rührerdrehfrequenz über einen weiten Bereich angepasst. Tiefergehende Betrachtungen erfolgen anhand des 6-Blattscheibenrührers (6BS) und des Schrägblattrührers (SBR), da diese weiterhin Hauptgegenstand einer Vielzahl von wissenschaftlichen Untersuchungen, sowie industriell besonders verbreitet sind. Dadurch ergibt sich neben den Rohrschlängeneinbauten als zentrales Thema auch aus dem Vergleich unterschiedlicher Rührertypen ein eigenständiges Merkmal der Arbeit.

Den Abschluss bildet Kapitel 7 mit einer Zusammenfassung der Ergebnisse und einem Ausblick auf weiterführende Fragestellungen.

1.3 Stand der Forschung

1.3.1 Einfluss von Rohrschlängeneinbauten

Über den konkreten Einfluss von Rohrschlängeneinbauten auf die Strömungsverhältnisse liegen verhältnismäßig wenige Untersuchungen vor. Darin zeichnet sich jedoch bereits ab, dass in verfahrenstechnischen Prozessen, wo oft mehrere Aufgabenstellungen bewältigt werden müssen, Rohrschlängeneinbauten einen tendenziell negativen Effekt auf andere Rühraufgaben ausüben. Nikhade et. al. [4] stellten z.B. fest, dass die kritische Suspendierdrehfrequenz bei Rohrschlängeneinbauten um 50 % höher liegt, als beim leeren Behälter. Erste Untersuchungen mit numerischen Strömungssimulationen [5–7] zeigten, dass die Wendeln auf Höhe des Rührorgans den Impulstransport erheblich stören und die Zirkulation der Strömung einschränken. Pedrosa und Nunhez [8] haben in einer weiterführenden Simulationsrechnung bestätigt, dass bei Entfernung einer Wendel auf

Rührerhöhe der mittlere Wärmeübergangskoeffizient 27 % größer ist als bei der Standardgeometrie. Bliem [9,10] hat erstmalig in Reaktoren mit Doppelrohrschlangen Strömungsfelder in der Horizontalebene gemessen und festgestellt, dass die Strömungsintensität hinter den Rohrschlangen deutlich erniedrigt ist.

1.3.2 PIV in Rührprozessen

Für die Untersuchung der Strömungsfelder von Rührprozessen stellt die PIV seit zwei Jahrzehnten ein fest etabliertes Verfahren dar [2,11]. Dahingehend existiert in der Literatur eine Vielzahl von Arbeiten über die Strömungsbilder einzelner Rührer- und Reaktortypen [2,12]. Neueste Arbeiten in dem Bereich beschäftigen sich zunehmend mit der wissenschaftlichen Untersuchung von speziellen Turbulenzphänomenen bei Rührerströmungen, etwa der Ablösung einzelner Wirbelstrukturen von Rührblättern [13–17] oder der tiefergreifenden mathematischen Behandlung zeitlich aufgelöster Vektorfelder [18]. Anwendungsorientierte Fragestellungen behandeln z.B. das Einrühren von aufschwimmenden Partikeln unter Einfluss unterschiedlicher Strombrecher und Rührerpositionen [19].

1.3.3 Mischzeitcharakteristiken

Die Mischzeitbestimmung ist eines der ältesten und erprobtesten Verfahren zur Beschreibung von Mischprozessen in gerührten Reaktoren. Diesbezüglich existiert eine Fülle von Grundlagenwerken, die entsprechende Mischzeitcharakteristiken für alle gängigen Rührertypen zur Verfügung stellen [2,20–24]. Für die verschiedenen Messtechniken liefern Mavros [25] und Ascanio [26] umfassende Reviews, die die Entwicklung intrusiver und nicht-intrusiver Messtechniken der letzten 50 Jahre behandeln.

Auch der Einfluss unterschiedlicher Strombrechertypen auf die Mischzeit wurde hinreichend untersucht [27,28]. Für spezielle Reaktorgeometrien und Rohrschlangeneinbauten liegen jedoch keine gesonderten Erkenntnisse vor.

1.3.4 Wärmeübergang an Rohrschlängeneinbauten

Erste Untersuchungen für Wärmeübergangskoeffizienten in gerührten Behältern mit Rohrschlängeneinbauten wurden von Chilton et al. [29] mit einem Blattrührer durchgeführt. Dabei wurde noch der Behälterinnendurchmesser als Bezugsgröße für die Nusseltzahl verwendet. In späteren Veröffentlichungen wurden die Daten auf den zutreffenden Außendurchmesser des Rohres angepasst [30,31]. Oldshue und Gretton [32] untersuchten den Wärmeübergang an Rohrschlangen in bewehrten Behältern mit einem Blattscheibenrührer. Sie variierten Rührer- und Rohrschlängendurchmesser und gaben erstmals Empfehlungen zur Rohrschlängengeometrie. Mit einer abweichenden Rohrschlängengeometrie führten Skelland et. al. [33,34] Untersuchungen mit einem Propellerrührer für Newton'sche und Nicht-Newton'sche Flüssigkeiten durch. Seth und Stahel [35] verglichen den Stand der damaligen Literatur und zeigten die Grenzen der Anwendbarkeit von Kriteriengleichungen bei Rohrschlängensystemen auf. Insbesondere aufgrund der Vielzahl unterschiedlicher, verwendeter Geometrien sind die damaligen Ergebnisse kaum untereinander vergleichbar, da das zugrundeliegende Pi-Theorem mindestens geometrisch ähnliche Systeme fordert. Marshall und Yazdini [36] haben den Fall untersucht, dass mehrere Wendelschlangen in ein Gefäß eingebaut sind. Bei drei Schlangen liegt der Wirkungsgrad der mittleren 40 %, der äußeren 60 % niedriger gegenüber der inneren Schlange.

Die überwiegende Zahl der veröffentlichten Daten zum Wärmeübergang an Rohrschlangen wurden mit radial-fördernden Rührertypen - vornehmlich dem 6-Blattscheibenrührer - durchgeführt. Poggemann et. al. [37,38] und in aktualisierter Form Kraume [39] sowie der VDI-Wärmeatlas [40] liefern dazu eine umfassende Darstellung.

2 Theoretische Grundlagen

2.1 Rührtechnik

In der vorliegenden Arbeit werden gerührte Systeme betrachtet, in denen u.a. Mischungs- und Transportvorgänge stattfinden. Mischen ist eine der häufigsten verfahrenstechnischen Grundoperationen und oftmals Voraussetzung für die Realisierung nachgeschalteter Prozesse, etwa des Stoffübergangs zwischen disperser und kontinuierlicher Phase, das Flocken feiner Partikel oder das Einstellen gewünschter Produktspezifikationen. Die Grundoperation Mischen kann dabei definiert werden als eine Stoffvereinigung aus verschiedenen Stoffkomponenten, die sich in mindestens einer oder mehreren Eigenschaften unterscheiden. Diese Eigenschaften können dabei chemischer oder physikalischer Art (Partikelgröße, Temperatur, Viskosität, Farbe) sein. Ziel eines jeden Mischprozesses ist eine Vergleichmäßigung, so dass die Zusammensetzung einer Probe aus der Mischung repräsentativ für die Zusammensetzung der Gesamtmischung ist [41].

Die Bezeichnung des jeweiligen Mischprozesses richtet sich nach dem Aggregatzustand der beteiligten Komponenten. Tabelle 2.1 gibt einen Überblick für die Vielseitigkeit der Mischprozesse, wobei nur Zweiphasengemische betrachtet werden.

Tabelle 2.1: Übersicht zweiphasiger Mischprozesse [41]

Phasen	Bezeichnung	Anwendungsbeispiel
s in s	Feststoffmischen, Homogenisieren	Baustoffe, Futtermittel, Zement, Tabletten
s in l	Rühren, Suspendieren	Katalysereaktionen, Adsorption, Kristallisieren, Polymerisieren
s in g	Kneten, Fluidisieren, Einblasen	Pasten, Teige, Wirbelschichten, Rösten von Erzen
l in s	Befeuchten	Feuchteagglomeration
l in l	Rühren, Homogenisieren, Emulgieren	allg. chemische Reaktionen, Homogenisieren von Milch
l in g	Zerstäuben, Verdüsen	Sprühtrocknung, Nassentstaubung
g in g	Gasmischen	Schweißbrenner
g in l	Dispergieren	Begasen

In der theoretischen Betrachtung wird zwischen *Makromischen* und *Mikromischen* (auch Grob- bzw. Feinmischen) unterschieden. Das Makromischen bezeichnet einen groben Konzentrationsausgleich durch die erzwungene Bewegung großer Stoffballen, etwa die Bildung von Schlieren zu Beginn des Prozesses und hängt primär von der Grundströmung des Fluids ab. Dem überlagert ist eine Feinstruktur von Relativbewegungen möglichst kleiner Volumenelemente der beteiligten Komponenten zueinander, das Mikromischen. Der Begriff umfasst sowohl den Platzwechsel von benachbarten Partikelkomplexen als auch die Bewegung von Einzelpartikeln bei molekularen Austauschvorgängen und hängt von der lokalen Turbulenz ab. Im Folgenden soll auf das Rühren als verbreitetes Mischverfahren genauer eingegangen werden.

Rühren

Das Rühren ist ein Teilgebiet des mechanischen Grundverfahrens *Mischen*, das die Mischvorgänge in Flüssigkeiten unter Zuhilfenahme von bewegten, meist rotierenden Mischorganen behandelt. Überwiegt die flüssige Komponente, werden Rührer als Mischorgane eingesetzt, die in der Regel mit einem Einzelantrieb versehen sind und der Erzeugung von Turbulenzströmungen dienen, oft unterstützt von Stromstörern die in den Behälter eingebaut sind. In der Praxis unterscheidet man fünf Grundaufgaben des Rührens [42]:

- *Homogenisieren*: Das Vermischen von ineinander löslichen Flüssigkeiten zum Ausgleichen von Konzentrations- und Temperaturunterschieden.
- *Suspendieren*: Das gleichmäßige Verteilen eines dispersen Feststoffes in der Flüssigkeit.
- *Emulgieren*: Bezeichnet das Zerteilen und Feinverteilen zweier nicht ineinander löslicher Flüssigkeiten.
- *Begasen*: Das Zerteilen und Feinverteilen von Gasblasen in einer Flüssigkeit.
- *Wärmeübergang*: Hier soll zwischen der Wärmeübertragungsfläche (Behälterwand bzw. Heiz- und Kühlschlangen) und der Flüssigkeit der Wärmeaustausch intensiviert werden.

Diese getrennte Aufzählung dient der Einordnung in den verfahrenstechnischen Kontext, jedoch sollte beachtet werden, dass in der Praxis oft mehrere Rühraufgaben gleichzeitig bewerkstelligt werden müssen. Ein Beispiel ist die Hydrierung am festen Kontakt, bei der der Rührer sowohl das Gas (Wasserstoff) in der Flüssigkeit zerteilen als auch den heterogenen Katalysator vom Boden aufwirbeln und den Abtransport der Reaktionswärme sicherstellen muss [42]. In diesen Fällen muss abgewägt werden, welche Aufgabe vorrangig ist und sie so gelöst werden, dass nachrangige Aufgabenstellungen ebenfalls erfüllt sind.

2.1.1 Bauformen von Rührbehältern und Rührern

Der Rührkessel ist der am häufigsten eingesetzte Rührapparat in der Verfahrenstechnik und auch der häufigste verwendete chemische Reaktor, was auf seine große Flexibilität bezüglich der Strömungszustände, die in ihm eingestellt werden können, zurückzuführen ist. Daher sind die Ausführungen der Rührbehälter nach DIN 28130 [43] genormt. Abbildung 2.1 skizziert einen typischen in der Industrie eingesetzten Rührkessel.

Von besonderem Interesse bei der Untersuchung von Rührprozessen ist das vom bewegten Rührorgan erzeugte Strömungsfeld. Nach ihrer überwiegenden Förderrichtung unterteilt man die Rührer in primär *axial*, *radial* und *tangential* fördernde Rührer. Abbildung 2.2, links zeigt eine Übersicht gängiger Rührertypen: Der

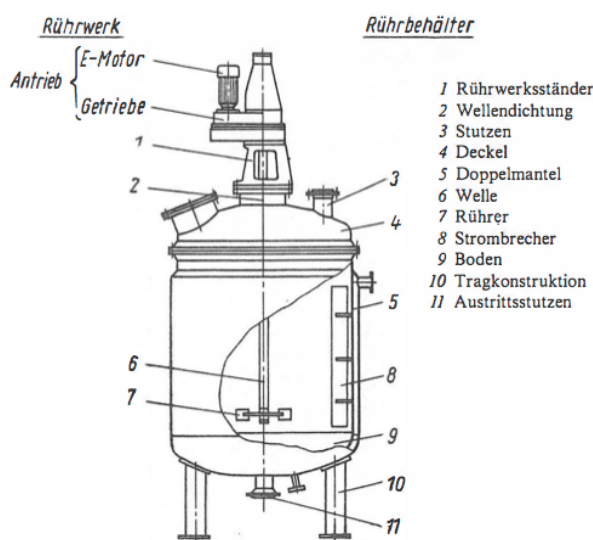


Abbildung 2.1: Skizze eines Rührbehälters mit Rührwerk nach [21]

Scheibenrührer (a), der Schrägblattrührer (b) und der Propeller-rührer (c) sind schnell laufende Rührer und werden bei niedrigviskosen Flüssigkeiten ($\eta \leq 1 \text{ Pa s}$) eingesetzt. Dabei erzeugt der Scheibenrührer im Wesentlichen eine radiale, Schrägblattrührer und Propellerrührer hingegen eine axiale Strömung. Der Blattrührer (d) gehört zu den langsam laufenden Rührern. Er wird bei

hochviskosen Flüssigkeiten ($\eta \geq 10 \text{ Pa s}$) eingesetzt und fördert in radialer Richtung. Die ebenfalls langsam laufenden Ankerrührer (e) und Wendelrührer (f)) arbeiten als Tangentialförderer stark wandgängig und werden vorwiegend zur Intensivierung des Wärmeübergangs bei viskosen Flüssigkeiten eingesetzt.

Wird ein Rührer zentrisch in einen Behälter eingebaut, wird die Flüssigkeit in Rotation versetzt, so dass sich eine Flüssigkeitstrombe bildet. Es entsteht eine vorwiegende tangentiale Strömung, in der die Vertikal- und Radialkomponenten der Geschwindigkeiten tendenziell klein bleiben. Auftretende Probleme bei der Trombenbildung sind das unerwünschte Eintragen von Gas in die Flüssigkeit, wenn die Trombe das Rührorgan erreicht, eine Begrenzung des Leistungseintrags durch die Trombe und geringe Relativgeschwindigkeiten mit geringer Mischwirkung. Weiterhin zu nennen sind im Anfahrzustand auftretende, hohe Drehmomente und die fehlende Flüssigkeitslagerung mit einer starken mechanischen Beanspruchung der Rührwelle, weshalb die Ausbildung einer Trombe in der Regel unerwünscht ist.

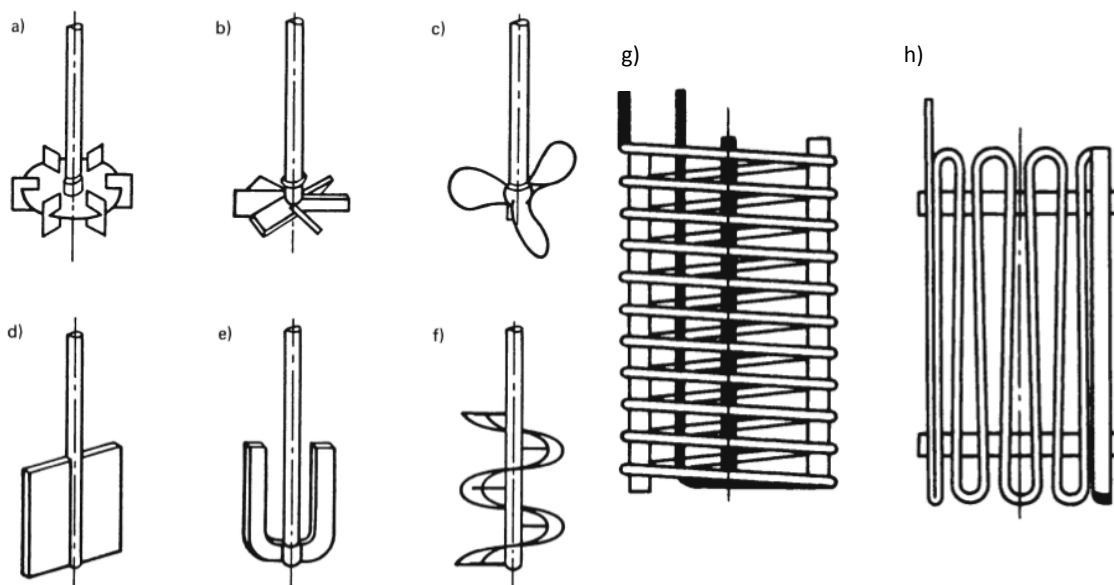


Abbildung 2.2: Auswahl gängiger Rührertypen (links) und Bauformen von Rohrschlangeneinbauten (rechts) [40]

Die Entstehung von Tromben in zylindrischen Behältern kann durch den Einbau von Stromstörern (auch Strombrecher, Schikanen) behoben werden. Diese Stromstörer sind senkrechte, in geringem Wandabstand angebrachte Leisten, die die Rotation der Flüssigkeit als Ganzes verhindern und für zusätzliche Turbulenz im Rührgut sorgen. Eine sogenannte vollständige Flüssigkeitsbewehrung wird mit vier Strombrechern erreicht,

welche senkrecht entlang der gesamten Behälterwand angeordnet werden und deren Breite $1/10$ des Behälterinnendurchmessers beträgt. Auf den Einbau von Strombrechern kann verzichtet werden, wenn in quadratischen Behältern gerührt wird (Becken, Gruben) oder der Rührer exzentrisch eingeführt wird.

Für die Zu- oder Abfuhr geringer Wärmemengen genügt meist die Mantelfläche des Behälters, die dafür mit einem Doppelmantel oder aufgeschweißten Rohrschlangen versehen sein muss. Müssen größere Wärmemengen transportiert werden, wird der Behälter häufig mit zusätzlichen Einbauten aus innenliegenden Rohrschlangen versehen, um die zur Verfügung stehende Wärmeaustauschoberfläche zu vergrößern. Zur weiteren Vergrößerung der Oberfläche können die Rohrschlangen in doppelter Ausführung als äußere- und innere Rohrschlange gebaut werden, wodurch jedoch ein zusätzlicher Ringspalt entsteht (Abbildung 1.1). Diese großflächigen Wärmeaustauscher werden vornehmlich in der Bioverfahrenstechnik eingesetzt, weil dort oft die Betriebstemperatur unter 40 °C gehalten und mit sehr kleinen Temperaturdifferenzen gearbeitet werden muss. Die Rohrschlangen können entweder horizontal (Zylinder- oder Wendelschlangen) oder vertikal (Mäanderschlangen) verlaufen (Abbildung 2.2, g) und h)).

Nach Zlokarnik [42] ist die Verwendung einer Zylinderschlange nur in Verbindung mit axial-fördernden Rührern (Propeller, Schrägblattrührer) sinnvoll, weil dieser eine Zirkulation erzeugt, die den Ringraum zwischen der Zylinderschlange und der Behälterwand gut durchströmt. Diese Rührertypen sind wiederum für das Dispergieren von Gasen nicht geeignet. Bei radial-fördernden Rührern dagegen würde die Strömung an der Zylinderschlange derart stark umgelenkt, dass der Raum zwischen Rohrschlange und Behälterwand ungenügend durchströmt wird. Deshalb sollen in Bioreaktoren für diese Rührertypen die Rohrschlangen vertikal als Mäanderschlangen ausgeführt werden, wodurch die radiale Strömung nicht abgelenkt, aber das Kreisen der Flüssigkeit so weit verhindert wird, dass sich der Einbau von Stromstörern erübrigt.

2.1.2 Kenngrößen des Rührvorgangs

Zur Beschreibung der Mischwirkung müsste man eigentlich den gesamten Strömungszustand in einen Rührkessel erfassen. Da sich jedoch entscheidende

Vorgänge der Mikro-Vermischung direkt am Mischorgan abspielen, beschränkt man sich auf die Ermittlung der Verhältnisse an dieser Stelle. Aus einer Dimensionsanalyse nach Zlokarnik [44] mit den Einflussgrößen Leistungsbedarf P , Rührerdurchmesser D , der Drehfrequenz n , Dichte der Flüssigkeit ρ , der Viskosität η und der Erdbeschleunigung g werden drei Kennzahlen erhalten, mit denen sich die Prozess-Charakteristik des Rührvorgangs beschreiben lässt.

Die *Newtonzahl* oder Leistungskennzahl

$$Ne = \frac{P}{n^3 \rho D^5} \quad \text{Gl. 2.1}$$

die Rührer-*Reynoldszahl*

$$Re = \frac{\rho n D^2}{\eta} \quad \text{Gl. 2.2}$$

und die Rührer-*Froudezahl*

$$Fr = \frac{n^2 D}{g} \quad \text{Gl. 2.3}$$

Die Dimensionsanalyse sagt aus, dass der Zusammenhang zwischen den oben genannten sechs Einflussgrößen bei drei Grundgrößen (Masse, Länge, Zeit) auch als Zusammenhang zwischen nur drei dimensionslosen Zahlen beschrieben werden kann. Beispielhaft für die Newtonzahl folgt:

$$Ne = f(Re, Fr) \quad \text{Gl. 2.4}$$

Der explizite Zusammenhang $Ne = f(Re, Fr)$ ist nach der rein formalen Operation der Dimensionsanalyse generell unbekannt und muss für jeden Rührer und Behältertyp gemessen werden. Abbildung 2.3 zeigt den prinzipiellen Verlauf des Zusammenhangs aus einer Messung in doppeltlogarithmischer Auftragung, die als *Leistungscharakteristik* bezeichnet wird. Über die Größe der Kennzahlen alleine kann jedoch bereits eine Aussage über den Zustand des Rührvorgangs getroffen werden. Die Rührer-

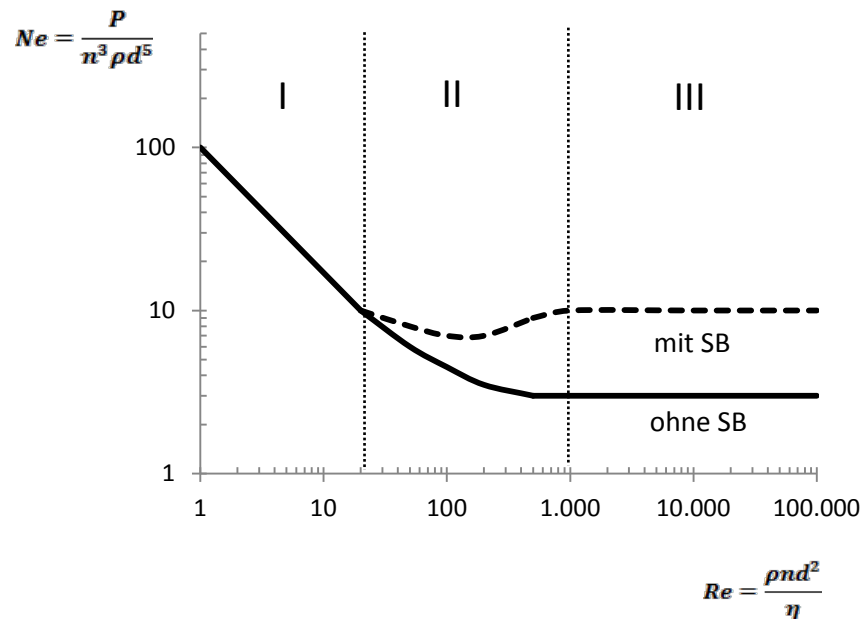


Abbildung 2.3: Skizze einer Leistungscharakteristik-Kurve mit (uni) und ohne (gepunktet) Strombrecher

Reynoldszahl ist dabei die wichtigste Kennzahl, deren Größe die Art der Strömung charakterisiert. Zu unterscheiden sind drei Bereiche:

- Im *Bereich I* bei kleinen Reynoldszahlen ($Re_I \approx 1 \dots 20$) liegt eine schleichende, weitgehend laminare Strömung mit geringer Mischwirkung im gesamten Rührgut vor.
- Im *Bereich II*, dem Übergangsbereich ($Re_{II} \approx 20 \dots 10^3$) ist die Turbulenz gedämpft, mit Zonen stark behinderten Stoffaustauschs.
- Im *Bereich III* hoher Reynoldszahlen ($Re_{III} \approx 10^3 \dots 10^5$) sind turbulente Strömungen im gesamten Reaktor voll ausgebildet. Es liegt eine optimale Mischwirkung vor.

Die Froudezahl ist relevant, wenn bei Mehrphasenströmungen deutliche Dichteunterschiede vorliegen, etwa Suspendieren oder Begasen. Auch auf die Entstehung von Oberflächenwirbeln und die Bildung einer Trombe hat Fr einen erheblichen Einfluss. In den übrigen Fällen kann die Froudezahl bei der Leistungscharakteristik vernachlässigt werden.

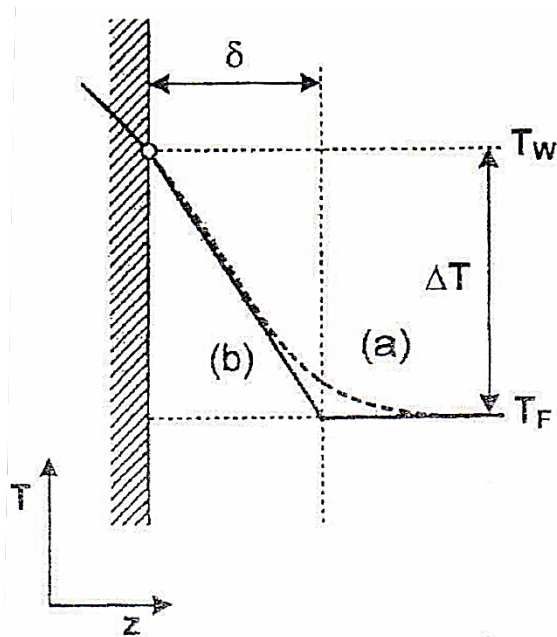


Abbildung 2.4: Skizze des Wärmeüberganges von einer Wand auf eine Flüssigkeit durch eine Grenzschicht

2.1.3 Wärmeübergang im Rührkessel

Zur Durchführung chemischer Reaktionen ist es fast immer erforderlich, Wärme zu- oder abzuführen, etwa um die optimale Reaktionstemperatur zu Beginn einzustellen oder bei endo-/exothermen Reaktionen die Temperatur konstant zu halten. Dabei wird primär der Wärmeübergang von der Innenseite der Behälterwand (bzw. Außenseite der Rohrschlangen) auf das

Reaktionsgemisch betrachtet, da dieser fast immer den limitierenden Faktor des Wärmetransports darstellt [39].

Wird eine Wand von einer Flüssigkeit konvektiv umströmt, bildet sich an der Wand eine dünne Flüssigkeitsgrenzschicht aus, die als *Prandtl'sche Grenzschicht* bezeichnet wird. Die *Grenzschichttheorie* nimmt nun an, dass die Strömungsgeschwindigkeit an der Wand null beträgt und mit dem Abstand zur Wand in der Grenzschicht linear ansteigt. Die Reaktionsmasse a) ist turbulent durchmischt, so dass keine Gradienten vorliegen und fast das gesamte Temperaturgefälle an der Grenzschicht mit der Dicke δ anliegt. Innerhalb dieser Grenzschicht b) geschieht der Wärmetransport alleine durch Wärmeleitung, die Temperatur fällt dort linear von der Wandtemperatur T_W bis zur Fluidtemperatur T_F ab. Im Zuge der getroffenen Annahmen der Grenzschichttheorie, kann mit

$$\dot{Q} = \alpha A (T_W - T_F) \quad \text{Gl. 2.5}$$

ein einfacher Zusammenhang formuliert werden, bei dem diese Abhängigkeiten in dem sog. *Wärmeübergangskoeffizienten* α zusammengefasst werden.

Sofern das Temperaturprofil in Wandnähe bekannt ist, kann der Wärmeübergangskoeffizient α berechnet werden, was jedoch meistens nicht der Fall ist, da die Größe in komplexer Weise von der Geometrie der Austauschfläche, dem Rührertyp und den Stoffwerten der Flüssigkeit abhängt. Analog zu den Kenngrößen des Rührvorgangs können aus einer Dimensionsanalyse [42, Kap. 7.1.2] neue Korrelationen für den Wärmeübergang in Rührkesseln mit dimensionslosen Kennzahlen erhalten werden. Neben der bekannten Rührer-Reynoldszahl erhält man:

Die *Nusseltzahl*

$$Nu = \frac{\alpha d}{\lambda} \quad \text{Gl. 2.6}$$

mit der charakteristischen Länge des betrachteten Wärmeübergangsproblems d und der Wärmeleitfähigkeit λ des Fluids. Sie beschreibt das Verhältnis des Wärmeübergangstromes zum Wärmeleitungsstrom.

Sowie die *Prandtlzahl*

$$Pr = \frac{\nu}{a} \quad \text{Gl. 2.7}$$

mit der kinematischen Viskosität ν und der Temperaturleitfähigkeit $a = \lambda/(\rho c_p)$. Die Prandtlzahl ist ein charakteristischer Stoffwert und beschreibt das Verhältnis vom Impuls- zu Wärmetransport im Fluid. Mit diesen dimensionslosen, charakteristischen Größen kann der dimensionslose Wärmeübergangskoeffizient, die Nusseltzahl durch die bekannte Beziehung beschrieben werden.

$$Nu = f(Re, Pr) \quad \text{Gl. 2.8}$$

2.1.4 Homogenisieren von Flüssigkeitsgemischen

Das Ziel beim Homogenisieren ist das Erreichen einer vorgegebenen *Mischgüte*, d.h. der Abbau von Konzentrations- und Temperaturgradienten bis auf einen zulässigen Wert. Die Zeit bis zum Erreichen dieses Zustands wird als *Mischzeit* Θ bezeichnet.

Mischzeitangaben sind deshalb nur in Verbindung mit Angabe der Mischgüte sinnvoll. Die Problematik unterschiedlicher Mischgüten und Mischzeitbestimmung beim Vergleich verschiedener Autoren wird von Hiby [45] ausführlich beschrieben. Bei überwiegend turbulenten Behälterströmungen ($Re > 10^4$) wie in dieser Arbeit sind die Makromischzeiten wesentlich länger als die Mikromischzeiten. Die Mikromischzeit spielt dagegen bei schnellen chemischen Reaktionen eine Rolle.

Prinzipiell kann bei der experimentellen Bestimmung der Mischzeit zwischen chemischen (z.B. Entfärbereaktionen, Neutralisation, fortschreitender Farbumschlag) und physikalischen (Messung der Temperatur oder Leitfähigkeit über Sonden) Methoden unterschieden werden. Eine umfassende Beschreibung der unterschiedlichen Messmethoden kann [26,28,46] entnommen werden. Die Mischzeit selber hängt bei einem gegebenem Rührertyp von den geometrischen Verhältnissen, der Rührerdrehfrequenz und dem Stoffsystem ab. Aus einer Dimensionsanalyse [42] kann daraus die bekannte Reynoldszahl, sowie die Mischzeitkennzahl $n\theta$ erhalten und folgender Zusammenhang definiert werden

$$n\theta = f(Re) \quad \text{Gl. 2.9}$$

welcher als *Mischzeitcharakteristik* bezeichnet wird. Während Re den Strömungszustand charakterisiert, stellt $n\theta$ die Zahl der Rührerumdrehungen dar, die

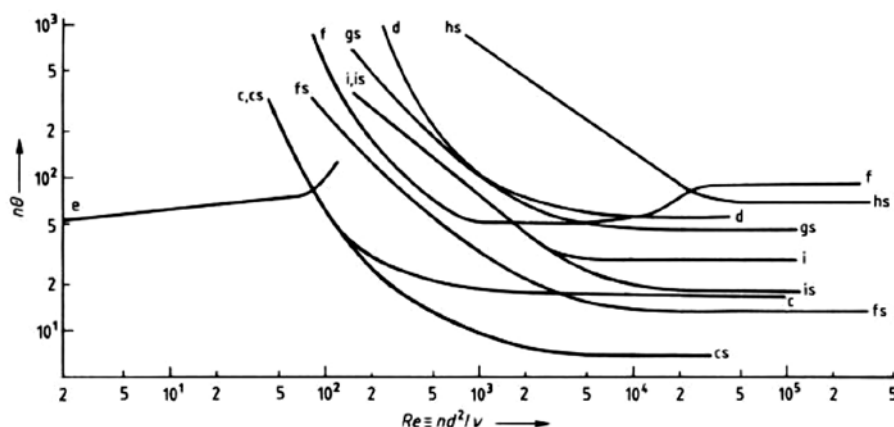


Abbildung 2.5: Mischzeitcharakteristiken verschiedener Rührertypen nach [47]

a: Kreuzbalkenrührer	d: Ankerrührer	g: Turbinenrührer	Der Zusatz s kennzeichnet die
b: Gitterrührer	e: Wendelrührer	h: Propellerrührer	Anwesenheit von
c: Blattrührer	f: MIG-Rührer	i: Impeller	Strombrechern

zum Erreichen der geforderten Mischgüte benötigt wird. Abbildung 2.5 zeigt die Mischzeitcharakteristiken verschiedener Rührertypen. Mit Ausnahme des Wendelrührers (e) zeigen alle Rührertypen im laminaren Bereich mit zunehmender Reynoldszahl einen Abfall von $n\theta$. Ab $Re > 10^4$ bleibt $n\theta$ in vollbewehrten Behältern konstant.

2.2 Optische Messverfahren

Die Modellierung und Auslegung verfahrenstechnischer Apparate und insbesondere chemischer Reaktoren erfordert eine detaillierte Kenntnis der strömungsmechanischen Vorgänge im Apparat. Der Einsatz optischer Messtechniken führt fortwährend zu neuen Erkenntnissen über den Mischvorgang. Der größte Vorteil gegenüber konventionellen, invasiven Methoden ist die berührungslose Messung mittels laseroptischer Methoden ohne Einwirkung auf den Prozess.

Bewährte Verfahren sind die Laser Doppler Anemometrie (LDA) und die Phasen Doppler Anemometrie (PDA). Diese Messmethoden ermöglichen die Geschwindigkeitsmessung an einem kleinen Ort im Rührgefäß mit einer hohen zeitlichen Auflösung ($1 \times 0,05 \times 0,05$ mm; 5 kHz). Bei der PDA wird zusätzlich die Größe von Partikeln im Messvolumen erhalten.

Daneben stehen mit der *Particle Image Velocimetry* (PIV) und der *Laser Induzierten Fluoreszenz* (LIF) Messmethoden, die mit einem Lichtschnitt durch das Rührgefäß arbeiten. Diese liefern die gesuchte Zielgröße nicht an einem Ort, sondern simultan an mehreren Orten in der Lichtschnittebene. Die PIV dient der Geschwindigkeitsmessung und wird hauptsächlich in der Aerodynamik zur strömungstechnischen Optimierung von Automobilen oder Flugzeugen eingesetzt. Die LIF dient der Konzentrations- und Aktivitätsmessung eines zugegebenen Fluoreszenzfarbstoffes. Mit der Auswahl eines geeigneten Farbstoffes für die LIF lassen sich auch Temperatur- und pH-Felder messen [39].

2.2.1 Prinzip der PIV

Der schematische Aufbau eines PIV-Systems ist in Abbildung 2.6 dargestellt. Mithilfe einer speziellen, zylindrischen Lichtschnittoptik wird der Strahl eines Lasers in eine dünne (1 mm) Lichtscheittebene aufgeweitet. Der gepulste Laser beleuchtet die Partikel in der Messebene zweimal in kurzem Abstand zum Zeitpunkt t und t' . Beide Aufnahmen werden von einer normal auf die Schnittebene blickenden CCD-Kamera erfasst und direkt in den Speicher eines angeschlossenen Computers übertragen. Der Zeitabstand Δt (*aquisition delay*) zwischen zwei Aufnahmen hängt von der Strömungsgeschwindigkeit und der optischen Bildvergrößerung ab und liegt zwischen $\Delta t = 200 \text{ ns} - 1 \mu\text{s}$.

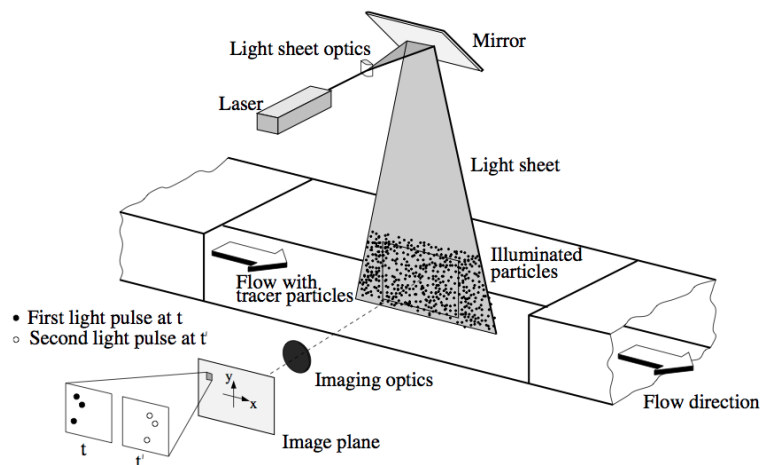


Abbildung 2.6: Schematischer Aufbau eines PIV-Systems in einem Windtunnel [48]

Die verwendeten Tracerpartikel (auch Seedingpartikel) sind ein grundsätzlicher Bestandteil eines PIV-Systems. Diese sollten, um der Strömung möglichst ungehindert folgen zu können, eine ähnliche Dichte wie das Fluid aufweisen, jedoch einen abweichenden Brechungsindex, um das Laserlicht in Richtung der Kameraebene zu streuen. Kleine Partikel folgen der Strömung besser als große, streuen das Laserlicht jedoch schlechter. Um diese auszuleuchten werden höhere Laserleistungen benötigt, mit den resultierenden Kosten und Sicherheitsproblemen. Prinzipiell können Feststoffe, Flüssigkeitstropfen oder Gasblasen als Tracer verwendet werden. Allgemein folgen bei gleicher Dichte Partikel mit $d < 100 \mu\text{m}$ in Flüssigkeiten ungehindert der Strömung, in Gasen Partikel mit $d < 5 \mu\text{m}$ [49]. Für Flüssigkeitsströmungen verwendet man in der

Regel hohle Glaskugeln oder Polyamidpartikel mit einem Durchmesser von $d = 10 - 100 \mu\text{m}$.

Zur Handhabung der großen Datenmengen, die während einer PIV-Messung anfallen, sind eine Reihe von technisch höchst anspruchsvollen Auswertemethoden entwickelt worden. Im Zuge dieser wird das Ausgangsbild in mehrere Auswertebereiche (*interrogation areas*, IA) unterteilt, z.B. 128×128 Pixel (px), die jeweils mehrere Partikel enthalten sollten, um Messfehler zu verringern. In das Gesamtbild wird ein Raster gelegt, in dem für jede IA ein Geschwindigkeitsvektor bestimmt wird. Dabei wird immer die Gesamtbewegung, bestehend aus einem Kollektiv mehrerer Partikeln, einer IA herangezogen, weshalb die Anzahl der erfassten Partikel einen Einfluss auf die statistische Sicherheit, jedoch nicht auf die Größe des erhaltenen Geschwindigkeitsvektors hat.

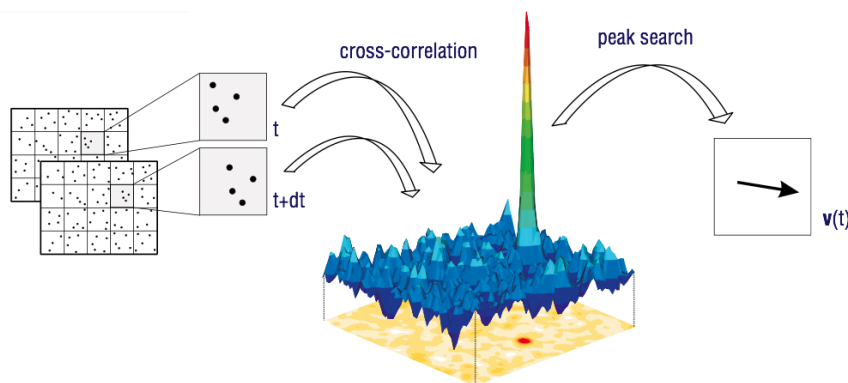


Abbildung 2.7:
Prinzip der
Kreuzkorrelation [50]

Die häufigsten Methoden zur Auswertung von Doppelbildern ist die Kreuzkorrelation (*cross-correlation*) und die Minimierung der Fehlerquadrate (*Least Squares Matching*, LSM). Abbildung 2.7 zeigt den prinzipiellen Ablauf der Kreuzkorrelation. Dabei wird angenommen, dass sich alle Partikel eines Auswertebereichs im Zeitintervall dt homogen weiterbewegt haben. Durch systematisches Verschieben eines kleineren Fensters im IA wird der Teil mit der größten Übereinstimmung bestimmt und daraus der Verschiebungsvektor (*displacement vector*) berechnet. Die Kreuzkorrelation wird oft iterativ mit kleiner werdenden IA durchgeführt, um eine maximale Ortsauflösung zu erzielen. Je kleiner die finale Größe der IA, desto höher die relative Ortsauflösung. Bei einer 4K Kamera (2048×2048 px) und einer finalen 16×16 px IA entspricht dies einer relativen Ortsauflösung von $0,061 \text{ ‰}$. Die absolute Ortsauflösung ist jedoch von den Vergrößerungseigenschaften des verwendeten Objektivs abhängig. Eine detaillierte

Beschreibung der verwendeten Implementierungen ist den jeweiligen Softwarepaketen zu entnehmen [50]. In der Praxis wird aufgrund der kürzeren Rechenzeit die Kreuzkorrelation am häufigsten eingesetzt, obwohl sich die LSM im Zuge steigender, verfügbarer Rechenleistung und robusterer Bildauswertung als Alternativverfahren auszeichnet [51].

Die Stärke der PIV ist die Fähigkeit, große Bereiche eines Strömungsfeldes einmalig abzubilden um nachträglich auf verschiedenste Weise Informationen daraus zu beziehen. Die räumliche Auflösung ist im Vergleich zu anderen Methoden hoch, die zeitliche Auflösung bzw. Bildwiederholrate lediglich technisch limitiert. Zur Untersuchung von Explosions- und Verbrennungsprozessen werden auch Systeme mit Hochgeschwindigkeitskameras eingesetzt.

Als nichtinvasive, optische Messtechnik eignet sich die PIV gegenüber etwa Heißdrahtmethoden oder Pivot-Rohren besonders bei Geschwindigkeitsfeldern nahe dem Überschallbereich oder in der Nähe von Grenzschichten, wo Probesonden die Strömungsverhältnisse negativ beeinflussen würden.

Analog zur LDA ist die PIV eine indirekte Messmethode, da nur die Geschwindigkeit der zugesetzten Tracerpartikel bestimmt wird. Es gilt daher sicherzustellen, dass die Partikel der Strömung jederzeit ohne Schlupf folgen können. Eine Ausnahme stellen Zweiphasenströmungen dar. Dort kann die Bewegung und Verteilung der dispersen Phase direkt gemessen werden [48].

Grenzen des Verfahrens

Bei der Berechnung der Geschwindigkeitsvektoren ist die gewählte Größe der IA der wichtigste Parameter, da die PIV-Algorithmen nur lineare Verschiebungen erkennen können. Innerhalb der Zellgröße werden Wirbelstrukturen oder großflächige Rotationsbewegungen nicht erkannt. Werden die IA zu groß gewählt, können Strömungsstrukturen mit ähnlicher räumlicher Ausdehnung nicht mehr erkannt werden. Ist die IA zu klein gewählt, besteht die Gefahr, Strömungsstrukturen überhaupt nicht zu erkennen.

Die adaptive Korrelation versucht diese Probleme auszugleichen, indem sie ausgehend vom ersten Vektor eine Referenzverschiebung berechnet, um für den nächst kleineren Bereich erneut die Verschiebung zu bestimmen. Dies wird so oft wiederholt, bis die finale IA erreicht ist. Weiterhin erlauben die Algorithmen die Überlappung von IA um eine bessere Auflösung und die bessere Erkennung von Verschiebungen im Grenzbereich zweier Zellen zu erreichen.

Wichtig bei der Interpretation von PIV-Daten ist die Tatsache, dass nur zwei von drei Komponenten des räumlichen Geschwindigkeitsvektors ermittelt werden können. Der dritte, senkrecht auf der Lichtschnittebene stehende Anteil des Geschwindigkeitsvektors wird als *out-of-plane* Komponente bezeichnet. Bei stark drei-dimensionalen Strömungen ist es möglich, dass Partikel innerhalb des Zeitabstandes Δt zwischen zwei Aufnahmen durch die dünne Lichtschnittebene hindurch wandern, wodurch die Wahrscheinlichkeit einer erfolgreichen Kreuzkorrelation drastisch reduziert wird. Eine Verbreiterung des Lichtschnittes ist bei gegebenem Δt nur eingeschränkt möglich, da die Lichtintensität proportional zur Lichtschnittdicke abnimmt. Für eine erfolgreiche Messung müssen daher die Lichtschnittdicke und die Zeitabstand gegeneinander abgewogen werden.

Eine Weiterentwicklung der PIV ist die sogenannte Stereo-PIV, die das Messen des dreidimensionalen Geschwindigkeitsvektors ermöglicht. Basierend auf dem Prinzip einer Stereoaufnahme mit zwei um einen Winkel versetzten Kameras die simultan den gleichen Bildausschnitt aufnehmen, bestimmt eine Kamera die Geschwindigkeitskomponenten in der Lichtschnittebene, während mit der zweiten Kamera unter dem Winkel zusätzlich die senkrechte *out-of-plane* Komponente bestimmt werden kann.

2.2.2 Prinzip der LIF

Die spontane Emission von Licht wird als Fluoreszenz bezeichnet. Sie ist eine Form der Lumineszenz und im Gegenteil zur Phosphoreszenz dadurch gekennzeichnet, dass sie nur wenige Nanosekunden andauert. Damit Fluoreszenz auftreten kann, muss ein entsprechender Stoff – ein Fluorophor – zunächst durch Absorption von Licht angeregt werden. Dabei wird ein Elektron durch Absorption eines Photons einer bestimmten

Wellenlänge in einen angeregten Zustand versetzt. Nach einer kurzen Lebensdauer in diesem angeregten Zustand kehrt das angeregte Elektron in seinen Grundzustand zurück und emittiert Licht. Das Anregungslicht hat dabei in der Regel eine höhere Energie als das Emissionslicht, sodass sich deren Wellenlängen unterscheiden [52].

Da das emittierte Licht in einem anderen Wellenlängenbereich liegt, wird es vom Farbstoff nicht mehr absorbiert. Das emittierte Licht kann somit von außen fotografiert werden, ohne dass es vorher absorbiert bzw. abgeschwächt wird. Die Fluoreszenzintensität I_F ist proportional zur absorbierten Strahlung I , die nach dem Lambert-Beerschen Gesetz berechnet wird [39]:

$$I_F = I \phi = \phi I_0 e^{-\varepsilon b c} \quad \text{Gl. 2.10}$$

wobei ϕ die Quanteneffizienz des Farbstoffes, I_0 die Intensität des eingestrahnten Lichts, ε der molare Exktinktionskoeffizient, b die Strahllänge und c die Konzentration bedeutet. Für geringe Konzentrationen, entsprechend kleinen Exponenten, kann der Ausdruck vereinfacht werden

$$I_F = I_0 K \phi \varepsilon b c \quad \text{Gl. 2.11}$$

wobei K ein vom Messsystem abhängiger Parameter ist. Bei konstanter Intensität des einstrahlenden Lichtes und sonst unveränderten Parametern ist I_F einzig abhängig von der Konzentration c . Auf Basis einer erstellten Kalibrierung kann so von der gemessenen Intensität auf die lokale Konzentration des Farbstoffes geschlossen werden. Die LIF ist nicht auf die Messung von Konzentrationen beschränkt. Bei Verwendung eines Farbstoffes dessen Quanteneffizienz von weiteren Parametern abhängig ist (z.B. Temperatur oder pH-Wert) können die Größen ebenfalls indirekt laseroptisch bestimmt werden.

Der optische Aufbau einer LIF Messung gleicht dem der PIV aus Abbildung 2.6 mit dem Unterschied, dass sich im Lichtschnitt keine Partikel befinden, sondern das Fluid mit dem Fluoreszenzfarbstoff. Vor der Kamera befindet sich zusätzlich ein optischer Filter,

der das Anregungslicht ausblendet, so dass nur das Fluoreszenzsignal von der Kamera detektiert wird.

Grenzen des Verfahrens

Die Ortsauflösung hängt einzig von der verwendeten Kamera und den Optiken ab. Die Auswerteregionen werden dabei klein gewählt. Es ist sogar üblich jeden Pixel einzeln auszuwerten, sodass auch Strukturen in einem Bereich kleiner als 0,1 mm gut aufgelöst werden können. Die Kamera sollte dabei einen hohen dynamischen Bereich, d.h. eine hohe Zahl von unterscheidbaren Graustufen, aufweisen, da beim Mischen häufig große Verdünnungen auftreten [39].

2.3 Turbulente Strömungen in Rührbehältern

Eine Intensivierung des Wärmeübergangs wird durch alle Maßnahmen bewirkt, durch die die Dicke der Flüssigkeitsgrenzschicht an der Austauschoberfläche verringert wird. Bei niedrigviskosen Flüssigkeiten erzeugt das schnelllaufende Rührorgan durch Wechselwirkungen mit dem Fluid in der Strömung Wirbel, welche die stagnierende Flüssigkeitsgrenzschicht abbauen [37].

Laminare Strömungen werden nach Überschreitung einer kritischen Reynoldszahl instabil. Hinter umströmten Platten und Stäben treten periodische Ablösewirbel auf, die bei Reynoldszahlen $> Re_{krit}$ nach einer Lauflänge oder bereits bei der Entstehung in eine Turbulenz umschlagen. Diese Schwankungsbewegungen, bewirkt durch eine große Zahl von Wirbeln unterschiedlicher Abmessungen und Intensität, sind der Hauptströmung als dreidimensionale, zufällige Zusatzbewegung überlagert [53]. Für verschiedene Geometrien gelten derweil unterschiedliche kritische Reynoldszahlen, etwa an der Außenkante eines Rührblattes $Re = nD^2/\nu \approx 300 - 1000$ oder bei einer Rohrströmung $Re = \frac{wd}{\nu} \approx 2320 - 3000$ [21].

Generell zeichnen sich turbulente Strömungen durch folgende Eigenschaften aus [53]:

- zeitabhängig
- dreidimensional
- unregelmäßig

- drehungsbehaftet
- mischungsintensiv
- dissipativ

Aufgrund dieser Bandbreite ist die theoretische und numerische Beschreibung des Phänomens äußerst schwierig und aufwendig, so dass in der Regel eine statistische Behandlung des Phänomens Turbulenz erfolgt. Der Ansatz der *Reynolds-Zerlegung* bzw. *Reynolds-Mittelung* geht davon aus, dass die momentanen Strömungsgrößen in einen zeitgemittelten Wert $\bar{\vec{v}}$ und eine momentane Schwankungsgröße $\vec{v}'_{(t)}$ aufgespalten werden können:

$$\vec{v}_{(t)} = \bar{\vec{v}} + \vec{v}'_{(t)} \quad \text{Gl. 2.12}$$

Gemäß Definition sind die Schwankungsmittelwerte $\overline{\vec{v}'_{(t)}}$ gleich null, wohingegen die Quadrate der Schwankungsmittelwerte $\overline{\vec{v}'^2_{(t)}}$ praktisch immer größer null sind. Exemplarisch für die Komponente in x-Richtung gilt:

$$\widetilde{v_x} = \sqrt{\overline{v_x'^2}} = \sqrt{\frac{1}{N} \sum_{i=1}^N (v_{x(t)} - \bar{v_x})^2} \quad \text{Gl. 2.13}$$

wobei $\widetilde{v_x}$ dem quadratischen Mittel (engl: *root-mean-square, rms*) der zeitlichen Schwankungen entspricht und als Maß für die Turbulenzstärke gedeutet werden kann.

2.3.1 Energiekaskadenmodell

Bei sehr hohen Reynoldszahlen ist die Turbulenz voll ausgebildet, dann erstreckt sich das Spektrum von Geschwindigkeiten über mehrere Größenordnungen von Frequenzen und Wellenzahlen. Eine wichtige Modellvorstellung wurde von Richardson (1922) entwickelt und wird als *Energiekaskade* bezeichnet (Abbildung 2.8). Danach wird dem Fluid die Energie auf den größten Längenskalen zugeführt. Die Wirbelstrukturen auf dieser Skala sind anisotrop und hängen stark von der Geometrie, bei Rührprozessen insbesondere von der Rührblattbreite W ab. Sie sind jedoch instabil und zerfallen in kleinere Wirbel, die ihrerseits in immer kleinere Wirbel zerfallen. Die mittlere Längenskala, auf der die kinetische Energie der Wirbel nur durch Wirbelzerfall von den großen zu den kleinen Längenskalen transferiert wird, wird Inertialbereich genannt.

In diesem Bereich ist die Reynoldszahl immer noch sehr groß gegenüber eins. Außerdem sind die Wirbel des Inertialbereichs nicht mehr von den Randbedingungen oder von der Art der ursprünglichen Energiezufuhr beeinflusst. Dort ist die Turbulenz auch homogen und isotrop, wenn man von einem kleinen Bereich in der Nähe von Rändern absieht [55].

Durch den weiteren Zerfall der Wirbel wird schließlich eine kleinste Längenskala λ_k erreicht, die auch als *Kolmogorov-Skala* bzw. Mikro-Maßstab der Turbulenz bezeichnet wird. Dieser ist eindeutig durch die kinematische Viskosität ν und die massebezogene Leistung $\varepsilon = P/\rho V$ bestimmt; die Dimensionsanalyse liefert [42]:

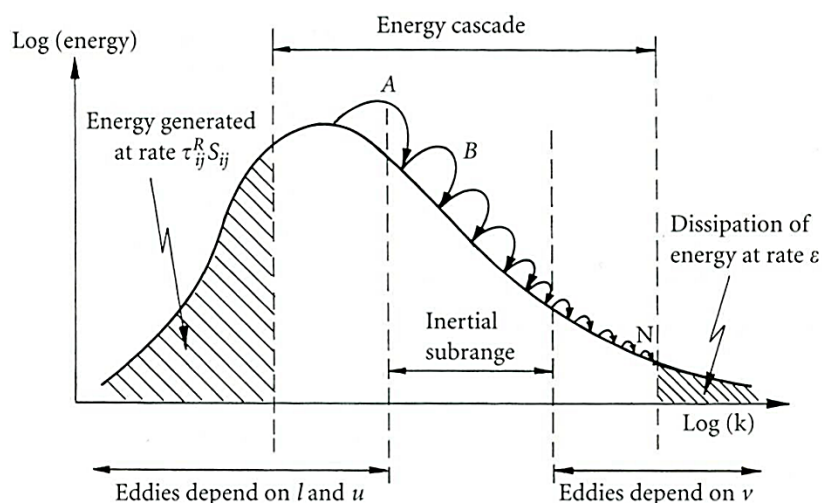


Abbildung 2.8: Schematische Darstellung der Energiekaskade (Energie als Funktion der Wellenzahl) [54]

$$\lambda_k = \left(\frac{v^3}{\varepsilon} \right)^{\frac{1}{4}} \quad \text{Gl. 2.14}$$

Dort wird die Viskosität wirksam und die Energie der Wirbelbewegung dissipiert, d.h. in Wärme umgesetzt.

2.4 Numerische Strömungssimulation (CFD)

Mithilfe der numerischen Strömungssimulation (*Computational Fluid Dynamics, CFD*) ist es möglich, die örtliche Geschwindigkeitsverteilung in einem Rührreaktor zu berechnen. Die CFD basiert auf der Lösung der *Navier-Stokes* Gleichungen, die einen Satz von gekoppelten, nicht-linearen Differentialgleichungen bilden. Neben der Massenerhaltung (*Kontinuität*) berücksichtigen diese Gleichungen die Impulserhaltung für ein reibungsbehaftetes Fluid. Analytische Lösungen sind nur in sehr einfachen Fällen, unter Annahme diverser Vereinfachungen, möglich, so dass im Allgemeinen die Lösung mit numerischen Verfahren erfolgt [56].

Während die Lösung laminarer Strömungen vergleichsweise einfach gelingt, verursachen turbulente Strömungen erhebliche Probleme. Je nachdem inwieweit die Turbulenzstrukturen aufgelöst werden sollen, können Methoden mit unterschiedlicher Komplexität verwendet werden [39]:

- direkte numerische Simulation (*direct numerical simulations, DNS*)
- Grobstruktursimulationen (*Large Eddy Simulations, LES*)
- Methoden, die auf der Lösung der *Reynoldsgemittelten Navier-Stokes Gleichungen (RANS)* in Verbindung mit einem geeigneten Turbulenzmodell basieren.

Die beschreibenden Gleichungen der Impuls-, Turbulenz- und Dissipationsgleichungen sollen an dieser Stelle nicht explizit aufgeführt werden, da eine Fülle von Spezialliteratur zur Verfügung steht [57–59]. Bei der DNS muss das numerische Gitter fein genug sein, um auch die kleinsten Wirbel bis hin zur Kolmogorov-Skala λ_k aufzulösen, was selbst auf Großrechenanlagen auf heutigem Stand kaum möglich ist [60]. Bei den Grobstruktursimulationen wird nicht das gesamte Spektrum der Turbulenz aufgelöst,

sondern nur die größten, energietragenden Wirbel (vgl. Abbildung 2.8). Der Anteil der kleineren Wirbel und deren Dissipation wird durch das gröbere Gitter nicht aufgelöst (gefiltert) und muss daher modelliert werden. Dafür werden sogenannte Feinstrukturmodelle (*sub-grid-scale, sgs*) eingesetzt, die den Einfluss unterhalb der Auflösungsgrenze modellieren. Bei den RANS-Modellen wird das Konzept der Reynolds-Mittelung nach Gl. 2.12 auf die Navier-Stokes-Gleichungen angewandt, wodurch das Gleichungssystem jedoch nicht mehr geschlossen lösbar ist (*Schließungsproblem*). Um das Gleichungssystem zu schließen, stehen mehrere Modelle zur Verfügung, die sich in Hinsicht auf Modelltiefe und Genauigkeit unterscheiden. Am häufigsten verwendet wird das Standard-k- ϵ -Modell, da die notwendigen Modellkonstanten als bekannt betrachtet werden und die Lösbarkeit der zwei zusätzlichen Transportgleichungen mit vertretbarem Aufwand gelingt [56]. Der Vergleich zwischen LES und RANS-Simulationen für typische gerührte Systeme zeigt jedoch gute Übereinstimmung [61], so dass im Rahmen dieser Arbeit keine weitere Anpassung vorgenommen und auf das Standard-k ϵ -Modell zurückgegriffen wird.

Als spezielles Problem bei der Berechnung von Rührreaktoren tritt das System von drehendem bzw. bewegtem Rührorgan und den feststehenden Reaktoreinbauten auf. Der Rührer selbst wirkt dabei als Impulsquelle für das gesamte Strömungsgebiet. Zur Beschreibung dieses Systems wurden verschiedene Lösungsansätze entwickelt [56]:

- Vorgabe von experimentellen Daten für die Geschwindigkeiten am Rührorgan
- Multiple-Reference-Frames Methode (MRF)
- Sliding-Meshes oder Clicking-Meshes

Bei der Vorgabe experimenteller Geschwindigkeitsdaten erfolgt die Berechnung im stationären Fall und vergleichsweise geringem Aufwand. Es werden zeit- und umfangsgemittelte Daten herangezogen, wodurch z.B. Nachlaufwirbel hinter dem Rührblatt nicht erfasst werden können. Die MRF-Methode löst die Geometrie des Rührers selbst auf und simuliert die Strömung separat in einem Rotationsgebiet um den Rührer. Die zeitgemittelte Lösung dieses Gebietes wird an den Rändern mit denen der anderen Lösungsgebiete gekoppelt und das Gleichungssystem stationär gelöst. Das Rotationsgebiet muss dabei so gewählt werden, dass periodische Schwankungen am

Rand möglichst gering sind. Bei den Sliding-Meshes oder Clicking-Meshes erfolgt eine vollkommen instationäre Lösung des Gleichungssystems. Der Rührer befindet sich auch innerhalb eines Rotationsgebietes, das bei jedem Zeitschritt mitgedreht wird, während der Behälter statisch ist. Der Übergang an den Rändern des Rotationsgebietes wird bei jedem Zeitschritt neu berechnet, weshalb das Verfahren am genauesten, jedoch auch am aufwendigsten ist.

3 Methodik

3.1 Modellentwicklung

3.1.1 Konstruktion des Reaktormodells

Die Anforderungen der PIV und LIF machen es erforderlich, dass der zu untersuchende Fluidraum optisch vollständig zugänglich sein muss. Ein System aus waagrecht verlaufenden, helikalen Rohrschlangen über die gesamte zylindrische Höhe des Behälters schränkt die optische Zugänglichkeit erheblich ein, was die Entwicklung eines besonderen Modells erforderlich macht. Das benötigte Modell soll daher:

- In seinen geometrischen Verhältnissen dem Stand der Technik entsprechen
- Optisch vollständig zugänglich sein
- Temperaturabhängige Versuche erlauben, d.h. durch Rohrschlangen beheizbar sein

Ausgehend von einem existierenden Modell-Prototypen aus Metall der zu untersuchenden Rohrschlängeneinbauten wurde für die Neukonstruktion im Vorfeld ein detailliertes CAD-Modell in der freien Grafiksoftware Blender® 2.67 erstellt. Sowohl der Prototyp als auch das neu konzipierte Modell basieren auf Auslegungsrichtlinien von in der Industrie verwendeten Rührreaktoren mit Rohrschlängeneinbauten [2]. Hinsichtlich der zur Verfügung stehenden Materialien für die spätere Konstruktion werden jedoch gewisse Anpassungen am Modell vorgenommen.

Der Boden des Gefäßes ist abweichend zur gängigen Literatur, die einen gewölbten Klöpperboden nach DIN 28011 [62] oder ASME F&D für druckfeste Gefäße vorsieht, als Flachboden mit abgerundeten Kanten ausgeführt. Maßgebend für die weitere Auslegung ist der Innendurchmesser $T = 210$ mm des verwendeten Laborgefäßes (vgl. Abbildung 3.1). Die Einbauten bestehen aus vier rechteckigen Strombrechern, die gleichmäßig im Gefäß mit einem Wandabstand $B_C = T/18$ verteilt sind. Diese reichen vom Boden des Gefäßes bis über den oberen Gefäßrand hinaus und dienen als Halterung für die helikalen Rohrschlangen. Die Rohrschlange hat einen Rohr-Außendurchmesser von $D_p = T/42 = 5$ mm und verläuft befestigt an der Außenseite der

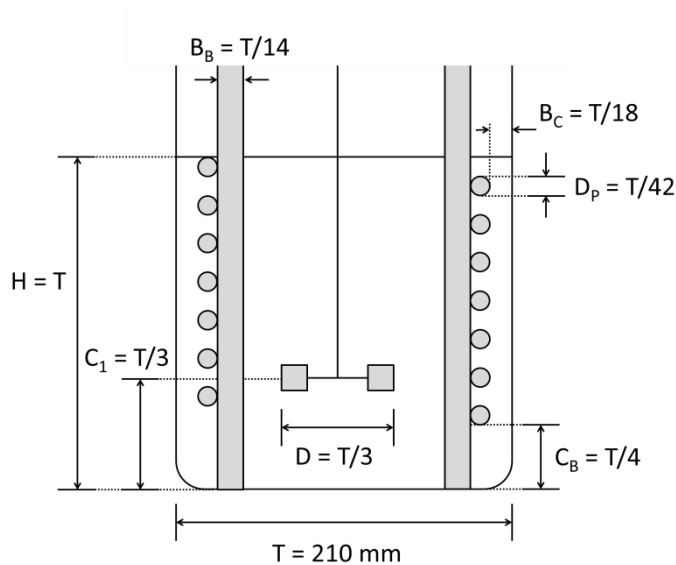


Abbildung 3.1: Schematische Darstellung der Auslegungskriterien des konstruierten Reaktormodells

Strombrecher von unten nach oben. Der Abstand jeder Rohrreihe dabei ist gleich dem Durchmesser eines Rohres. Bei einem Bodenabstand von $T/4$ der untersten Rohrreihe, ergeben sich bis zur Flüssigkeitsoberfläche 16 Rohrreihen mit einer Gesamtrohrlänge von 9,1 m. Tabelle 3.1 gibt eine Übersicht der relevanten Auslegungsverhältnisse und Größen.

Tabelle 3.1: Relevante Auslegungsverhältnisse und geometrische Größen des konstruierten Rohrschlangenmodells

Symbol	Verhältnis	Wert	Einheit	Beschreibung
T		210	mm	Gefäß-Innendurchmesser
T_C		177	mm	Innendurchmesser einer Rohrreihe
D_P	$T/42$	5	mm	Rohr-Außendurchmesser
C_B	$T/4$	42	mm	Bodenabstand der untersten Rohrreihe
C_1	$T/3$	70	mm	Bodenabstand des Rührorgans
n_C		16		Anzahl der Rohrschlangen-Windungen
L		9,1	m	Gesamt-Rohrlänge
	$2 D_P$	10	mm / Reihe	Steigung der Rohrschlangenhelix
A	0,143		m ²	Gesamtoberfläche der Rohrschlangen

Fertigung des Plexiglasmodells

Zur Herstellung eines vollständig brechungsindex-angepassten Modells müssen die im CAD-Modell spezifizierten Einbauten, bestehend aus Strombrechern und Rohrschlangen, aus transparentem Plexiglas gefertigt werden. Für das Realmodell

werden die Außenseiten der Strombrecher mit halbkreisförmigen Einbuchtungen versehen, an der Stelle wo Rohrschlangenreihen entlanglaufen sollen. Die vier Strombrecher werden mit einem CO₂-Lasercutter (Trotec Speedy 500) aus 5 mm starken Plexiglasplatten herausgeschnitten. Als Vorlage dient eine planare Projektionsschnittzeichnung, die aus dem CAD-Modell in Form einer svg-Vektorgrafik exportiert wird.

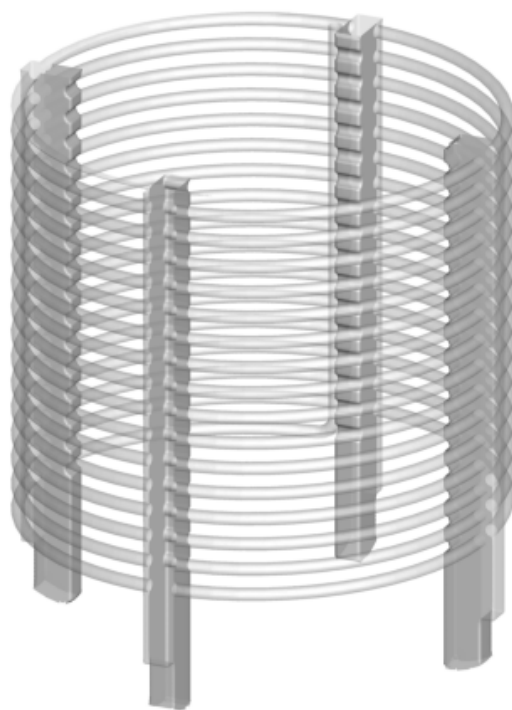


Abbildung 3.2: CAD-Modell (links) und konstruiertes Plexiglas-Modell (rechts) der Reaktoreinbauten

Für die Rohrschlangenhelix werden Plexiglasrohre mit 5 mm Außen- bzw. 3 mm Innendurchmesser verwendet. Um die geraden Plexiglasrohre in eine Helixform zu bringen, wurde ein Metallzylinder genutzt, in den die spezifizierte Rohrschlangensteigung als Negativ eingedreht war. Die geraden Plexiglasrohre sind unter Wärmeeinfluss thermisch verformbar, so dass diese mithilfe des gefertigten Metallzylinders präzise in die Helixform mit dem gewünschten Schlaufendurchmesser und Steigung gebracht werden konnten. Die maximale Länge kommerziell verfügbarer Plexiglasrohre beträgt 2 m, weshalb für die Herstellung fünf Rohre über präparierte Verbindungsstücke miteinander verbunden werden müssen. Abbildung 3.2 zeigt das CAD-Modell der Einbauten und das daraus konstruierte Plexiglas-Modell im Vergleich.

3.1.2 Brechungsindexanpassung (RIM)

Neben der Verwendung von transparenten Materialien mit bekanntem Brechungsindex ist für fluidmechanische Untersuchungen ebenfalls ein passendes Fluid erforderlich, das sich durch einen hohen Brechungsindex auszeichnet. In der Praxis werden dafür primär hochkonzentrierte Wasser-Salzlösungen oder organische Fluide eingesetzt, wobei erstere den Vorteil haben, dass der Brechungsindex in Teilen über die Massenkonzentration des gelösten Salzes einstellbar ist. Hassan et al. [63] und Wiederseiner et al. [64] geben einen umfassenden Überblick über die technisch infrage kommenden Fluide, an die allgemein eine Vielzahl von Anforderungen gestellt werden:

- Ungefährlichkeit (ungiftig und nicht entzündlich),
- hohe erreichbare Brechungsindizes,
- physikalische Eignung (Viskosität und Dichte),
- günstig und kommerziell verfügbar,
- Haltbarkeit (Langzeitstabilität und chemische Stabilität)

Die Wahl des Fluid-Solid Systems für die Brechungsindexanpassung hängt daher von den jeweiligen experimentellen Voraussetzungen ab.

Ammoniumthiocyanat

In der vorliegenden Arbeit wurde nach sorgfältiger Abwägung der genannten Faktoren das anorganische Salz Ammoniumthiocyanat (NH_4SCN) für die Brechungsindexanpassung gewählt. Die physikalischen Daten des Reinstoffes und einer gesättigten Lösung können Tabelle 3.2 entnommen werden. Nach Budwig [65] können bei einer gesättigten Salzlösung Brechungsindices bis 1,50 erreicht werden. Für extrudiertes Plexiglas wird laut Herstellerangaben [66] ein Brechungsindex von 1,492 angegeben. Die prinzipielle Anpassung der Materialien sollte daher gegeben sein. Waxler et al. [67] untersuchten den Brechungsindex von nicht näher spezifiziertem Plexiglas 55 bei mehreren Wellenlängen und ermittelten Werte von 1,495 bei 589 nm bzw. 1,5014 bei 486 nm. Auch wenn der Brechungsindex von technischem Plexiglas je

nach Herstellungsprozess variiert, kann der Wert für grünes Licht bei 532 nm, wie es von einem Nd:YAG Laser bei der PIV erhalten wird, höher als 1,495 angenommen werden. Für eine präzise Messung ist eine Übereinstimmung von $\pm 0,0005$ der Brechungsindices erforderlich, weshalb die letztendliche Anpassung im gefüllten und temperierten Gefäß erfolgen sollte.

Tabelle 3.2: Physikalische und Sicherheitstechnische Eigenschaften von NH_4SCN

		Reinstoff [68]
CAS Nr.:		1762-95-4
Molare Masse:		76,12 g/mol
Allgemeine Angaben:		farbloses, geruchloses Salz
Löslichkeit in Wasser:		1600 g/L
Sicherheits- und Gefahrenhinweise (HP-Sätze):		H302, H312, H332, H412, P273, P302+352
Signalwort:		Achtung
Zerfallstemperatur:		> 50 °C
		gesättigte Salzlösung (Daten gemessen bei 25 °C)
pH-Wert:		4,5
kinematische Viskosität:		1,59 mm ² /s
Dichte:		1,146 g/cm ³

Tabelle 3.2 zeigt die sicherheitsrelevanten Daten des Reinstoffes und die ermittelten physikalisch-chemischen Daten der gesättigten Salzlösung. Die Viskosität der Lösung wurde mit einem Ubbelohde-Viskosimeter (SI Analytics, Typ 501 03 / 0c) bestimmt. Der gefundene Wert liegt um den Faktor 2,1 höher als die Viskosität von reinem Wasser. Die Dichte wurde mit einem Pyknometer (Blaubrand, 10 mL) bestimmt und weicht nur wenig von reinem Wasser ab.

Zur Vorbereitung des Fluides wurde der Brechungsindex der Salzlösung in Abhängigkeit vom Massenanteil des Salzes und der Temperatur gemessen (Abbildung 3.3). Die Messungen wurden mit einem Abbe-Refraktometer (Euromax, Typ Novex 98.490) für unterschiedlich konzentrierte Ansätze durchgeführt. Dabei fällt auf, dass in den Ansätzen eine höher konzentrierte Lösung hergestellt werden konnte, als vom Hersteller angegeben. Der Brechungsindex steigt mit zunehmender Salzkonzentration weitgehend linear an, liegt jedoch für die Messung bei 50 °C deutlich niedriger. Der

geschätzte Brechungsindex von Plexiglas für Licht bei 532 nm ist als horizontale Linie bei $n = 1,4950$ eingezeichnet. Für eine Lösung mit 25°C und mind. 163 % Masse Salz ggü. Wasser ist eine Brechungsindexanpassung möglich. Bei 50 °C Fluidtemperatur liegt der Brechungsindex immer unter dem von Plexiglas.

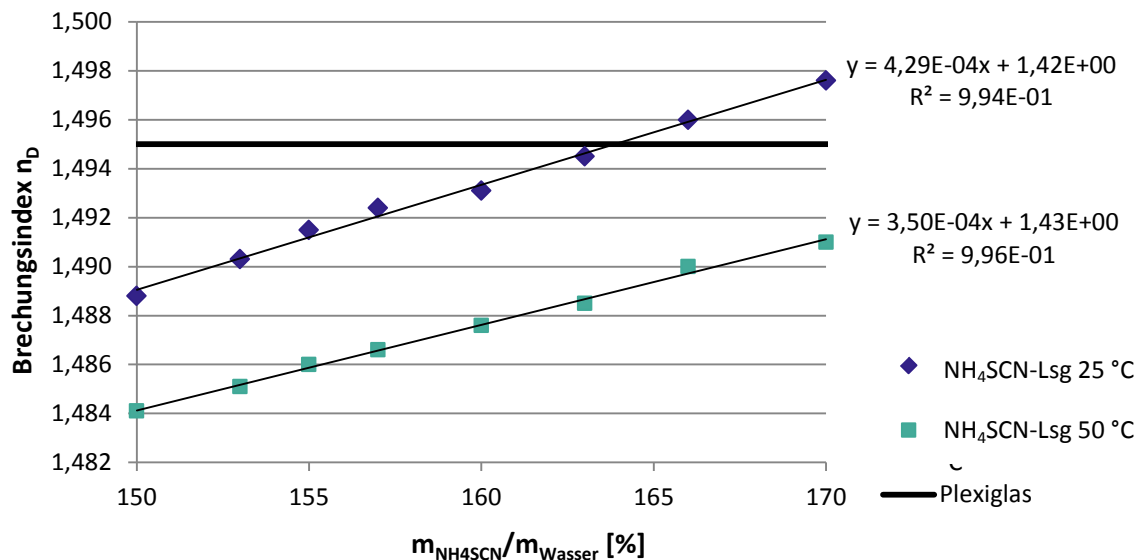


Abbildung 3.3: Konzentrationsabhängigkeit des Brechungsindex der NH_4SCN -Lösung bei verschiedenen Temperaturen. Zum Vergleich: Geschätzter Brechungsindex für Plexiglas bei 532 nm [69]

Abbildung 3.4 zeigt das konstruierte Plexiglas-Modell in Kombination mit der angepassten RIM-Flüssigkeit. Das Reaktorgefäß steht zusätzlich in einem quadratischen Glasgefäß. Das Innere des Reaktormodells ist zu $\frac{3}{4}$ mit der RIM-Lösung gefüllt, der

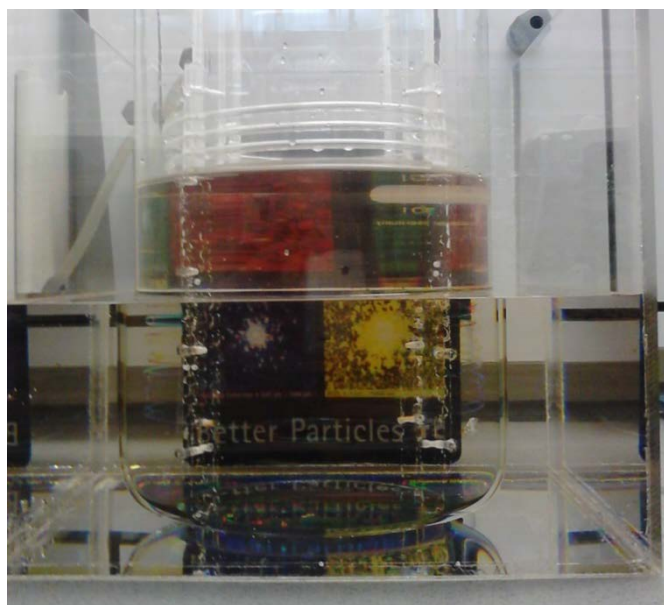
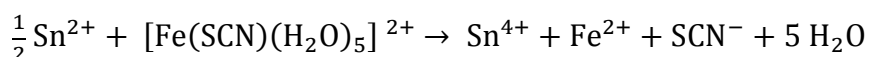


Abbildung 3.4: Reaktormodell mit angepasster RIM-Lösung in quadratischem Glasgefäß bei unterschiedlichen Füllhöhen

Außenraum bis zur Hälfte der Füllhöhe. Im Bereich wo Innen- und Außenraum mit Flüssigkeit gefüllt sind, „verschwinden“ die Einbauten vollständig. Nur die Verschraubungen der Strombrecher sind zu erkennen. Im oberen Bereich, wo nur das Reaktorinnere gefüllt ist, lässt sich die Verzerrung durch die gekrümmte Oberfläche des Glases gut nachvollziehen.

Kontamination der Lösung durch Eisen

Während der Arbeiten mit der NH_4SCN -Lösung wurde oft eine sich einstellende Rotfärbung der anfangs klaren Lösung beobachtet, die auf eine Kontamination mit Fe^{3+} -Ionen zurückzuführen war. Die Färbung wurde insbesondere nach Kontakt der Lösung mit Eisenmetallen (Spateln, Rührwellen oder Rührorgan) beobachtet, die ebenfalls deutliche Korrosionsanzeichen aufwiesen. Auch bei legierten Stählen zeigt sich nach längerem Kontakt (>1 Woche) eine charakteristische Rotfärbung, die auf die Bildung der oktaedrischen Komplexe $[\text{Fe}(\text{SCN})(\text{H}_2\text{O})_5]^{2+}$, $[\text{Fe}(\text{SCN})(\text{H}_2\text{O})_4]^+$ und $[\text{Fe}(\text{SCN})(\text{H}_2\text{O})_3]$ aus dem Fe^{3+} -Kation und dem SCN^- -Anion zurückzuführen ist [70]. Zur Aufhebung der Rotfärbung wird die präparierte NH_4SCN -Lösung mit ca. 0,5 g/L Sn(II)Cl_2 versetzt. Das Zinn reduziert das Eisen-Kation und entfärbt die Lösung:



Sn(II)Cl_2 wird dabei gezielt im Überschuss der RIM-Lösung zugeben, um gegenüber einer weiteren Kontamination durch Korrosion von berührenden Metallteilen eine Pufferwirkung zu erzielen. Mit der präparierten Lösung konnte auch bei längerem Kontakt mit Eisenmetallen keine Rotfärbung festgestellt werden. Der Brechungsindex wird sowohl durch die Kontamination, als auch durch die Entfärbung nicht beeinflusst.

3.1.3 Experimenteller Messaufbau

Zur Durchführung von PIV- und LIF-Messungen bei Rührversuchen im konstruierten Reaktorsystem ist weitere Peripherie aus Pumpen und Schläuchen zur Flüssigkeitsförderung erforderlich. Abbildung 3.5 zeigt den schematischen Messaufbau. Die Handhabung der RIM-Flüssigkeit erfordert die weitgehende Vermeidung von metallischen Kontaktstellen, weshalb alle Verbindungen aus Kunststoff ausgeführt sind. Die Flüssigkeitsförderung erfolgt über eine Schlauchpumpe (P-1) vom Typ ECOLINE VC-380, die durch Schalten der Ventile sowohl für das Befüllen und Entleeren der Gefäße, als auch für die Förderung von temperiertem Fluid durch die Rohrschlangen einsetzbar ist. Beim Befüllen des Gefäßes ist ein Durchfluss-Filter (F-1) aus PTFE von BOLA, Deutschland vorschaltbar, mit dem Partikel $>10\ \mu\text{m}$ abgetrennt werden können.

Weiterhin verfügt der Aufbau über zwei Temperierkreisläufe. Der erste Kreislauf besteht aus dem Thermostaten W-1 und liegt als schaltbarer Bypass vor der Pumpe P-1. Der Behälter B-2 ist mit Wasser gefüllt und wird über W-1 elektrisch beheizt. Der Wärmetauscher W-2 ist eine Rohrwendel aus 1.4571 Edelstahl, die in den Behälter B2 eingetaucht. Von der Pumpe kommendes Fluid kann so vor dem Eintritt in die Rohrschlangen indirekt erwärmt werden. Der zweite Kreislauf dient zur Temperierung des Fluids im Außenraum zwischen Reaktor (B-5) und dem quadratischen Gefäß B-4. Der zweite Kreislauf dient zur Temperierung des Fluids im Außenraum zwischen Reaktor (B-5) und dem quadratischen Gefäß B-4.

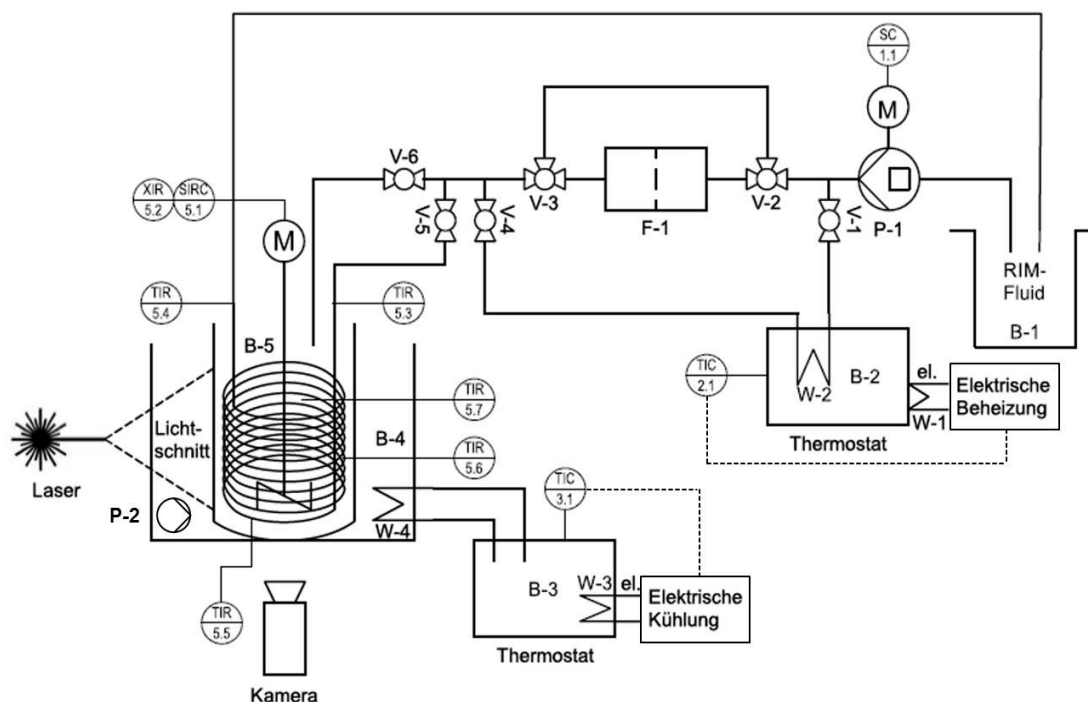


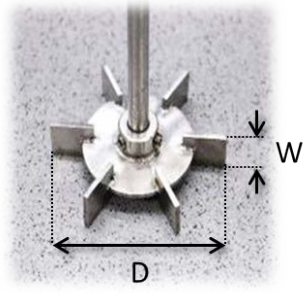
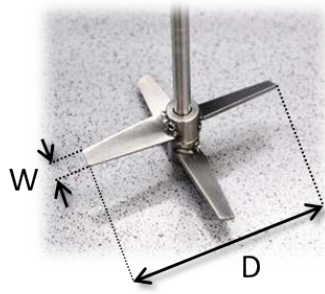
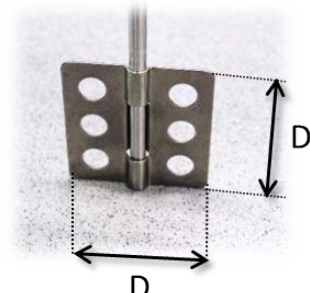
Abbildung 3.5: Fließbild des experimentellen Aufbaus für PIV und LIF-Messungen

Eine Rohrwendel (W-4) aus 1.4571 Edelstahl taucht in der Rückseite des Gefäßes B-4 ein und wird mit Wasser vom Thermostaten B-3 durchströmt. B-3 ist ein Heiz- und Kühlthermostat über den die Temperatur im Außenraum eingestellt werden kann. Der Außenraum B-4 selbst wird mit der P-2 von Typ EHEIM compact 300 umgewälzt.

Temperaturmessungen in den Gefäßen erfolgen mit Miniatur-Drahtthermoelementen vom Typ TJC100-CAIN-IM025U-300 der Firma Omega, Deutschland. Die Temperatur am Ein- und Ausgang der Rohrschlange wurde mit Typ K-G1/4-1-PS-2 Thermoelementen als Einschraubverbindung erfasst.

Oberhalb des Reaktorgefäßes befindet sich ein Rührermotor der Firma HiTec Zang, Deutschland vom Typ ViscoPakt-Rheo-57. Mit dem Drehmomentmessrührer lassen sich Drehfrequenzen zwischen 40 und 2000 rpm einstellen und das anliegende Drehmoment mit einer Auflösung von 0,04 Ncm ablesen. Die einstellbare Drehfrequenz wird durch die Bildung einer Trombe entlang der Rührwelle und der damit einhergehenden Oberflächenbegasung nach oben hin begrenzt. Dadurch eingetragene Luftblasen stören die PIV-Messung aufgrund der Reflektionen erheblich. In der Praxis können daher hier, abhängig vom jeweiligen Rührorgan, maximal Drehfrequenzen bis 400 rpm erreicht werden. Für das RIM-Fluid können nach Gl. 2.2 Strömungen bei Reynolds-Zahlen von $2 \cdot 10^3$ bis $2 \cdot 10^4$ erzeugt werden. Tabelle 3.3 zeigt die in der Arbeit verwendeten Rührorgane und deren Spezifikationen. Der Durchmesser der verwendeten Rührwellen beträgt 8 mm.

Tabelle 3.3: Übersicht und Spezifikation de verwendeten Rührer

Benennung	6-Blatt Scheibenrührer (<i>Rushton-Turbine</i>)	
Abkürzung	6BS	
Primärströmung	radial	
D	70 mm	
D/T	1/3	
W	14 mm	
Material:	1.4571	
Benennung	Schrägblattrührer	
Abkürzung	SBR	
Primärströmung	axial mit radialer Komponente	
D	70 mm	
D/T	1/3	
W	8 mm	
Material:	1.4571	
Benennung	Blattrührer	
Abkürzung	BR	
Primärströmung	radial	
D	70 mm	
D/T	1/3	
Material:	1.4571	
Benennung	Impellerrührer	
Abkürzung	IM	
Primärströmung	radial	
D	96 mm	
D/T	0,45	
W	25 mm	
Material:	PTFE	
Benennung	Propellerrührer	
Abkürzung	PP	
Primärströmung	axial	
D	70 mm	
D/T	1/3	
Material:	1.4571	

3.2 Laseroptische Messungen

3.2.1 PIV-Messung

Um die optische Zugänglichkeit bei PIV-Messungen zu gewährleisten, müssen die optischen Zugänge zum Ort der Messung möglichst flach und frei von Kratzern sein. Zur Vermeidung von optischen Verzerrungen durch die zylindrische Oberfläche des Modellreaktors wurde dieser in ein größeres, 300 mm breites, quadratisches Gefäß gestellt und RIM-Lösung bis zur Füllhöhe $H = T = 210$ mm aufgefüllt. Das Reaktorgefäß mit den Einbauten wird von oben mit zwei Stativstangen fixiert und gegen unbeabsichtigtes Bewegen gesichert. Die Befüllung erfolgte langsam über die Pumpe P-1 und den Filter F-1, um den Eintrag von Luftblasen und Störpartikeln zu minimieren. Die RIM-Lösung wurde im Vorfeld grob auf einen Brechungsindex von 1,495 eingestellt. Die genaue Anpassung des Brechungsindex erfolgte durch Temperierung der Flüssigkeit im Außenraum über den Kreislauf W-3 anhand von Kalibrier- und PIV-Bildern anhand einer Vormessung. Abbildung 3.6 zeigt den Blick aus Kamerarichtung auf das Reaktorgefäß im angepassten System nach der Befüllung. Die Rohrschlangen sind nur noch schemenhaft zu erkennen, die Strombrecher schwach an den Schnittkanten und Bohrungen. Der Hintergrund des Gefäßes mit der Temperierwendel und der Umwälzpumpe rechts treten deutlich hervor.

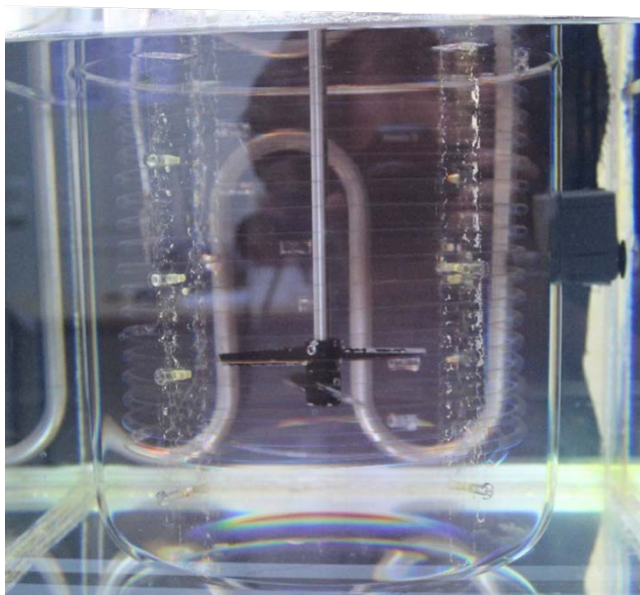


Abbildung 3.6: Blick aus der Kamerarichtung auf das Reaktormodell im brechungsindexangepassten System nach Befüllung

Auf die Verwendung von metallischen Bauteilen konnte insbesondere bei den Rührorganen und der Rührwelle nicht vollständig verzichtet werden. Der seitlich eintretende Lichtschnitt in der Nähe der zentrischen Rührwelle erzeugt unvermeidbare Reflektionen an den metallischen Oberflächen. Zur Reduktion von Reflektionen wurden daher die Rührorgane selbst matt schwarz lackiert um einen Teil des Laserlichtes direkt zu absorbieren. Um weiterhin eine regelmäßige Ausleuchtung des Lichtschnittes zu erreichen, erfolgte die Triggerung des PIV-Systems phasensynchron (*phase-locked*) zur Rotation des Rührers. Über einen optischen Drehfrequenzsensor (ROS-P) und einen Reflektionsstreifen am Rührerschaft wird am Encodermodul (SPSR-115 von Oscomp, Deutschland) ein TTL-Impuls erzeugt, mit dem das PIV-System extern getriggert werden konnte (vgl. Abbildung 3.7). Die TimerBox von Dantec Dynamics übernimmt dabei die zeitgenaue Taktung der Laserimpulse und der Kameraaufnahme.

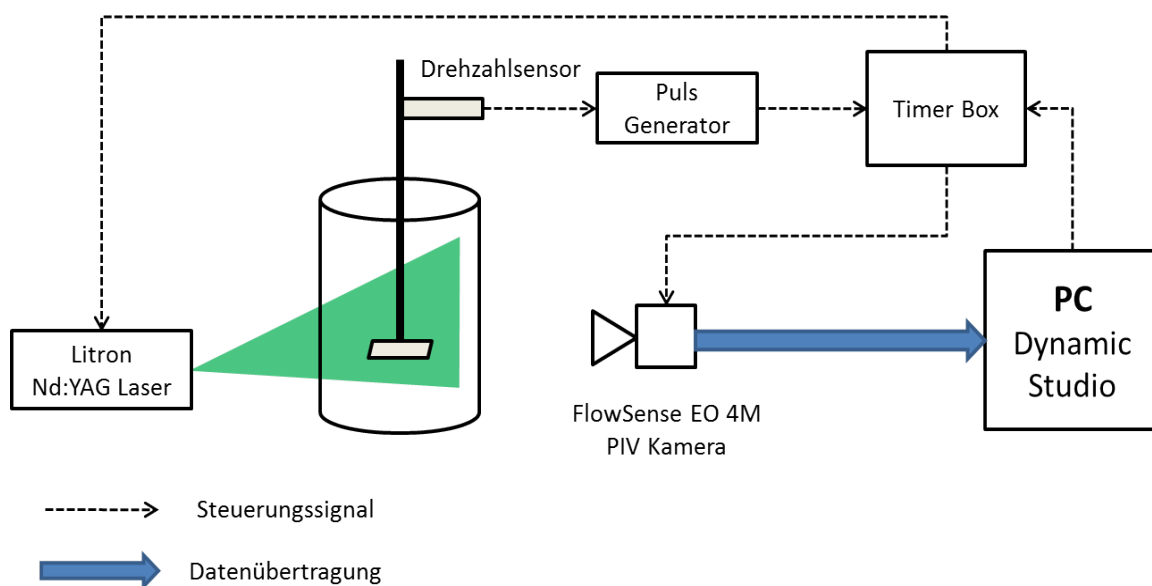


Abbildung 3.7: Schematischer Aufbau der PIV-Messung

PIV-Equipment

Für die PIV und LIF Messungen wurde eine FlowSense EO 4M Kamera von Dantec Dynamics, Deutschland mit einer Auflösung von $2024 \times 2024 \text{ px}^2$ eingesetzt. Der Dynamikumfang beträgt 8-bit für PIV-Messungen im Double-Frame Mode (2 Bilder in kurzem zeitlichen Versatz) und 12-bit für LIF-Messungen im Single-Frame Mode (Einzelbild). Die maximale Aufnahmezeit beträgt 20 fps im Double-Frame Mode. Als Objektiv wurde ein 60mm Festbrennweitenobjektiv von Nikon, Japan verwendet. Die

aufgenommenen Daten der Kamera wurden direkt über eine FrameGrabber-Karte auf den angeschlossenen PC mit der Dynamic Studio Software übertragen.

Als Laser wurde ein DualPower 135-15 PIV-Laser von Litron, GB verwendet. Der Nd:YAG Laser verfügt über zwei Kavitäten und erlaubt die Erzeugung zweier unabhängig voneinander steuerbarer Kurzzeitimpulse bei einer Wellenlänge von 532 nm mit einer Pulsenergie von je max. 135 mJ bei einer Frequenz von max. 15 Hz.

Kamera und Laser werden über eine TimerBox von National Instruments, USA getriggert. Die Box selber wird über den PC mit der Dynamic Studio Software und dem Pulsgeber der Drehfrequenzmessung angesteuert. Zum Seeding des Fluids wurden PSP-50 Polyamidpartikel von Dantec Dynamics, DK mit 50 μm mittleren Durchmesser und einer Dichte von $1,002 \text{ g/cm}^3$ verwendet. Durch die geringe Größe der Partikel und eine ähnliche Dichte können diese dem strömenden Fluid ohne Schlupf folgen [48].

Durchführung

Zur Vorbereitung einer Messung werden Reaktormodell und Außenraum möglichst blasenfrei mit der RIM-Lösung befüllt und anschließend der Rührer sowie Einbauten im Gefäß ausgerichtet. Danach werden Kamera und Lichtschnitt auf die Zielregion ausgerichtet. Zur Vorbereitung der Drehmomentmessung wird der Rührermotor mindestens 5 Minuten in Luft betrieben um das Drehmoment ohne Last zu bestimmen. Im Fluid eingetaucht wird der Rührermotor gestartet und abgewartet ($>30 \text{ s}$) bis sich ein stationärer Strömungszustand einstellt. Im Rahmen einer Vormessung werden dem Fluid solange Seeding-Partikel zugeben, bis ca. 10 Partikel in jeder $32 \times 32 \text{ px}$ IA deutlich erkennbar sind.

Sollten die Partikel hinter den Rohrschlangen nicht als Punkte erkennbar sein, sondern als verzerrte Linien (*Astigmatismus*) stimmt der Brechungsindex des Fluids noch nicht ausreichend genau mit dem Plexiglas überein (Abbildung 3.8). Zur Korrektur kann die Temperatur im Zwischenraum und so auch im Reaktormodell mit dem Temperierkreislauf W-3 verändert werden, um eine genauere Brechungsindexanpassung zu erreichen.

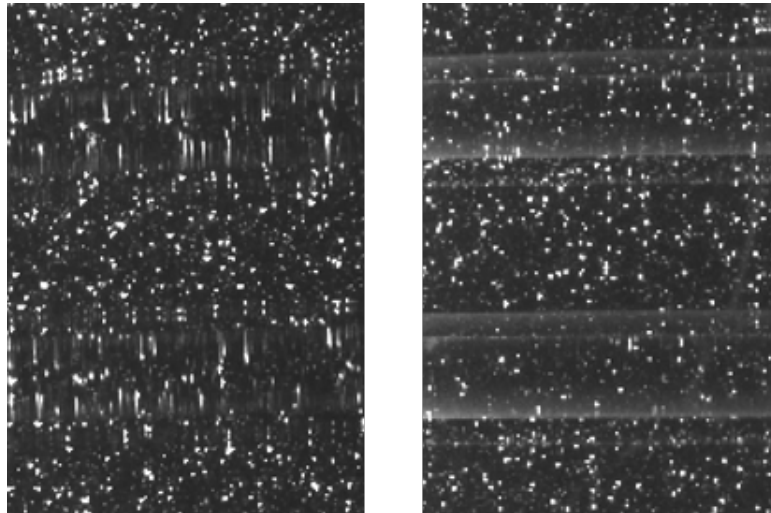


Abbildung 3.8: Vergleich der PIV-Bilder bei Aufnahme der Lichtschnittebene hinter einer Rohrschlangenreihe bei nicht-angepasster Lösung (links) und temperatur-angepasster Lösung (rechts). Bei nicht angepasster Lösung erscheinen Punkte als verzerrte Linien. Die Rohrschlangen, rechts noch als Restschleier im Bild zu erkennen, beeinflussen als konstanter Hintergrund die Messung nicht, da nur die Bewegung der helleren Pixel ausgewertet wird

Vor der Messung jeder neuen Einstellung wird die *time between pulses* so angepasst das der Pixelversatz etwa $\frac{1}{4}$ der Größe des IA entspricht. Um ein stationäres Strömungsbild zu erhalten (vgl. Abschnitt 4.2.2), werden für jede Einstellung 200 Doppelbilder aufgenommen und in der Datenbank des PCs gespeichert, sowie die Temperatur des Fluids und das Drehmoment am Rührermotor aufgezeichnet. Der Aufnahmebereich der Kamera umfasst als Längsschnitt die Hälfte des Vertikal-Querschnittes des Reaktors, da bei einem stationären Strömungsbild das gemessene Strömungsbild radialsymmetrisch zum Zentrum (hier die Rührwelle) ist. Der genaue Ort des Lichtschnittes ist in Abschnitt 4.1 beschrieben.

Auswerteverfahren

Für die Auswertung der PIV-Doppelbilder wurde die Software Dynamic Studio Version 4.15.115 mit der Methode *Adaptive PIV* genutzt. Die Methode passt zur Bestimmung der Geschwindigkeitsvektoren automatisch die Größe und Form der IA an die lokale Seedingdichte und die Strömungsgradienten an. Ausgehend von einem 16x16 px Grundgitter werden die IA von 128x128 px iterativ bis zu 32x32 px verkleinert. Für die Hälfte des Vertikal-Querschnittes wurden 51 x 127 Vektoren mit einer Ortsauflösung von $\Delta = 1,6$ mm erhalten. Fehlerhafte Vektoren wurden über eine *Peak Height Ratio* Validierung für Werte $<1,40$ entfernt. Dadurch wird sichergestellt, dass bei der Kreuzkorrelation (Abschnitt 2.2.1) nur Verschiebungsvektoren ausgewertet werden,

deren Übereinstimmungswahrscheinlichkeit mindestens um den Faktor 1,40 höher ist, als beim nächstmöglichen Vektor in der IA.

Aus dem aufgenommenen Ensemble wurde für jede Messreihe die *Vector Statistics* Methode angewandt, wobei nur validierte (sicher erkannte) Vektoren für die Berechnung herangezogen wurden. Die Methode liefert unter anderem den Ensemble-Mittelwert des Strömungsbildes und die Varianzen der u- und v-Komponenten, aus denen die turbulente kinetische Energie (TKE) berechnet werden kann.

Für die Berechnung der turbulenten Dissipation wurden die Ensembles in die Software Matlab R2015a exportiert. Dort konnten die lokalen Gradienten berechnet und die Dissipation bestimmt werden (siehe Abschnitt 4.2.1.2). Die Darstellung der Vektor-Daten erfolgte mit der Software Tecplot 360 EX 2014.

3.2.2 Mischzeit-LIF

Die Bestimmung der Mischzeit im konstruierten Reaktormodell soll mittels LIF-Messungen durchgeführt werden. Dabei wird dem Gefäß während des Rührens der Fluoreszenzfarbstoff Rhodamin B zugeben und beobachtet, wie sich der Farbstoff zeitlich und räumlich im Reaktor verteilt. Für die Messung kann derselbe experimentelle Aufbau wie bei der PIV aus Abbildung 3.5 genutzt werden, jedoch wird für die Mischzeitbestimmung destilliertes Wasser als Fluid verwendet. Abbildung 3.9 zeigt den

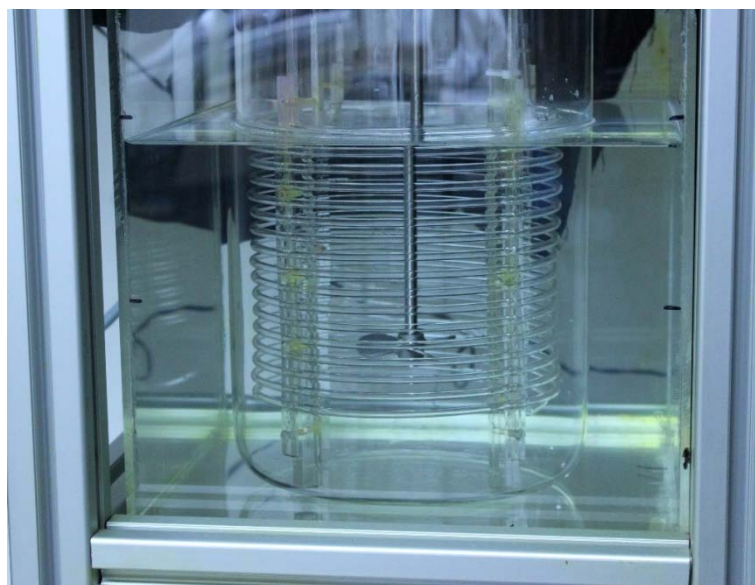


Abbildung 3.9: Vorderseite des Reaktors mit Einbauten gefüllt mit Wasser (ohne Farbstoff).

Blick von der Kameraseite auf das Modell. Die Rohrschlangen sind bei der fehlenden Brechungsindexanpassung ($n_{\text{Wasser}} = 1,333$ und $n_{\text{Plexiglas}} = 1,495$) deutlich zu erkennen. Durch die Transparenz der Einbauten kann das Innere des Reaktormodells jedoch größtenteils gleichmäßig ausgeleuchtet werden. Auftretende optische Verzerrungen durch die Einbauten können bei den Mischzeitversuchen vernachlässigt werden, da gezielt ungestörte Bereiche für die Auswertung herangezogen werden können.

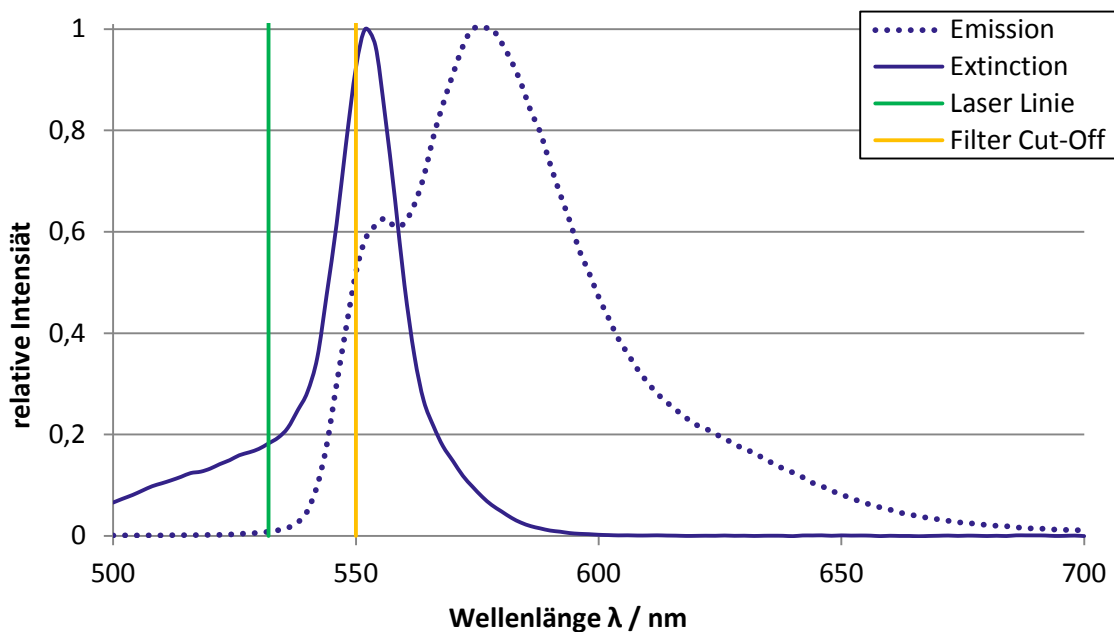


Abbildung 3.10: Normalisiertes Fluoreszenzspektrum für Rhodamin B in Wasser. Vertikale Linien: Anregungswellenlänge des PIV-Lasers bei 532 nm (grün) und Lage des Kamera Cut-Off Filters bei 550 nm (orange)

Laser und Kamera werden ebenfalls auf dieselbe Zielregion, den linksseitigen Vertikalschnitt (siehe Abschnitt 4.1), leicht verschoben von der Reaktormitte, ausgerichtet. Zusätzlich zum oben skizzierten Versuchsaufbau ist die Kamera mit einem optischen Filter für die Fluoreszenzmessung ausgestattet, der nur Wellenlängen größer als 550 nm durchlässt (*Langpass bzw. Cut-Off-Filter*).

Das Fluoreszenzspektrum von Rhodamin B ist in Abbildung 3.10 dargestellt. Der Nd:YAG-Laser emittiert bei 532 nm (grüne vertikale Linie) und regt den Farbstoff am unteren Ende der Absorptionsbande (durchgezogene Linie) zur Fluoreszenz an. Das Maximum der Fluoreszenz erfolgt bei 574 nm (gepunktete Linie). Der Cut-Off Filter vor der PIV-Kamera (orange Linie) blendet das anregende Laserlicht vollständig aus, so dass nur das Fluoreszenzsignal von der Kamera aufgezeichnet wird.

Die Vorlage für die Farbstoffzugabe befindet sich in einem Tropftrichter oberhalb des Gefäßes. Von dort aus kann der Farbstoff sowohl in der Nähe der Rührwelle (zentrisch) als auch im Ringspalt zwischen Rohrschlangen und Gefäßwand (exzentrisch) zugegeben werden.

Durchführung und Kalibrierung

Die lokale Fluoreszenzintensität wird von der Kamera bei einem 12-bit Bild mit $2^{12} = 4096$ Grauwertstufen pro Pixel erfasst. Um von der Helligkeit (in Grauwertstufen) auf die lokale Konzentration des Farbstoffes schließen zu können, ist eine vorhergehende Kalibrierung erforderlich. Für die LIF wird generell eine hohe Lichtintensität der Fluoreszenz benötigt, um einen großen Dynamikbereich für die Konzentrations- bzw. Temperaturmessung nutzen zu können. Um dies zu erreichen, wird bei einer Messung mit tendenziell hohen Laserintensitäten und gleichzeitig einer großen Blendenöffnung gearbeitet. Die damit verbundene geringe Tiefenschärfe ist dann hinnehmbar, da gegenüber der PIV keine Partikel scharf dargestellt werden müssen, sondern nur die lokale Lichtintensität eine Rolle spielt.

Um eine spätere Kombination der Messverfahren zu ermöglichen, wurde analog zur PIV der Lichtschnitt von der Seite und leicht versetzt vom Zentrum in den Reaktor eingebracht, was bei hohen Laserintensitäten zwangsläufig zu einer Reflektion am metallischen Rührorgan führt. Abhängig von der Form des Rührers kommt es dabei zu einer ungleichmäßigen Ausleuchtung der Lichtschnittebene, weshalb für jeden Rührertyp eine separate Kalibrierung durchgeführt werden muss. Dazu wurden im Bereich von 0 bis 100 µg/L Rhodamin B durch Zugabe einer Stammlösung definierte Konzentrationen im Reaktor eingestellt und die Kalibrierung *in-situ* bei laufendem Rührer durchgeführt. Abbildung 3.13 zeigt die Ausgabe der Kalibriermethode im DS. Aufgetragen ist die mittlere Helligkeit in der ROI gegen die Zugabemenge an Stammlösung von Rhodamin B im Reaktor. Tatsächlich wird bei der Methode *LIF Calibration* für jedes der $1.024 \times 2.048 = 2,1 \cdot 10^6$ Pixel eine gesonderte Kalibrierfunktion erstellt, wodurch Helligkeitsunterschiede aufgrund von Lichtschnitt-Unregelmäßigkeiten und Verschattungen direkt ausgeglichen werden können. Der dargestellte Verlauf stellt daher den Mittelwert aus allen ermittelten Kalibrierfunktionen dar und dient zur

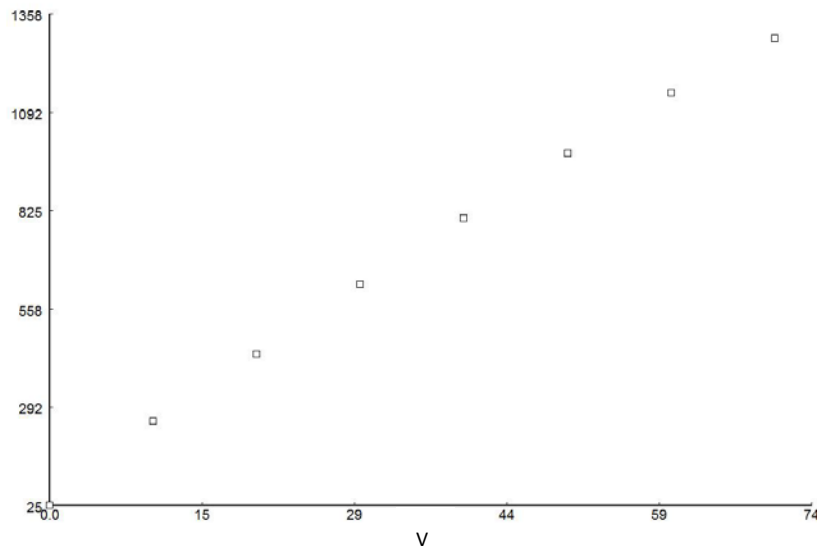


Abbildung 3.11: Ausgabe der Kalibriermethode für die Fluoreszenzintensität gegen die Konzentration an Rhodamin B. Das Ergebnis stellt den Mittelwert aus $2,1 \cdot 10^6$ einzelnen Funktionen dar, wodurch keine Koeffizienten angegeben werden können

visuellen Beurteilung der Güte der Kalibrierung. Entsprechend können aus der Darstellung keine entsprechenden Koeffizienten entnommen werden.

Nach erfolgter Kalibrierung wird das Reaktorgefäß über die Schlauchpumpe P-1 geleert, mit frischem VE-Wasser befüllt und der Rührermotor gestartet. In das Vorlagegefäß werden 10 mL Rhodamin B Lösung mit $c = 2,5 \text{ mg/L}$ vorgelegt. Bei vollständiger Durchmischung entspricht dies $357 \text{ } \mu\text{g/L}$ im Reaktor und ca. $1/3$ des kalibrierten Konzentrationsbereichs. Anschließend wird die Aufnahme über Kamera und Laser gestartet und die Probemenge von 10 mL in der Vorlage vollständig in den Reaktor abgelassen. Der Verlauf der Mischung wird anhand der gemessenen Intensitäten in der ROI verfolgt und ca. 10 s nach Einstellung eines konstanten Wertes die Aufnahme beendet.

In Analogie zur PIV wurden für jeden Rührer Messungen bei sechs Drehfrequenzen (97, 146, 195, 243, 350 und 389 rpm) und zwei unterschiedlichen Probezugabeorten (zentrisch und exzentrisch) durchgeführt. Zusätzlich wurden das Drehmoment der Rührwelle sowie die Fluidtemperatur aufgezeichnet.

3.2.3 Temperatur-LIF

Zur Messung des lokalen Wärmeüberganges von den Rohrschlangen auf das Fluid wird die zuvor eingesetzte LIF-Technik mit einem temperatursensitiven Farbstoff angewandt.

Um die Transportvorgänge auch an der zum Rührorgan gerichteten Innenseite der Rohrschlangen untersuchen zu können, wurde im brechungsindexangepassten System mit RIM-Lösung gearbeitet. Als Tracer wurde analog zu den Mischzeitmessungen Rhodamin B eingesetzt.

Die Temperaturabhängigkeit des Farbstoffes wird mit $-1,8 \text{ } \%/^{\circ}\text{C}$ in Wasser angegeben [71]. Abbildung 3.12 zeigt die normalisierten Fluoreszenzspektren in Wasser und RIM-Lösung. Das Fluoreszenzspektrum von Rhodamin B ist in der schwach sauren RIM-Lösung (pH = 4,5) günstig zu höheren Wellenlängen verschoben. Die Reabsorption ist durch die geringere Überlappung der Spektren schwächer und ein größerer Anteil des emittierten Lichts liegt oberhalb des Langpass-Filters ($>550 \text{ nm}$) vor der Kamera. Vor der Messung werden Innen- und Außenraum der Gefäße sowie der Vorlagebehälter B-1 über den Filter F-1 mit RIM-Fluid gefüllt. Zur Vorbereitung einer Drehmomentmessung wird der Rührermotor mindestens 5 Minuten in Luft betrieben um das Drehmoment ohne Last zu bestimmen. Im Fluid eingetaucht wird der Rührermotor gestartet und abgewartet ($>30 \text{ s}$) bis sich ein stationärer Strömungszustand einstellt. Über einen Tropftrichter wird die Konzentration von Rhodamin B im Reaktorgefäß auf $100 \text{ } \mu\text{g/L}$ eingestellt. Das Reaktorgefäß und der Außenraum werden auf $20 \text{ }^{\circ}\text{C}$ über den

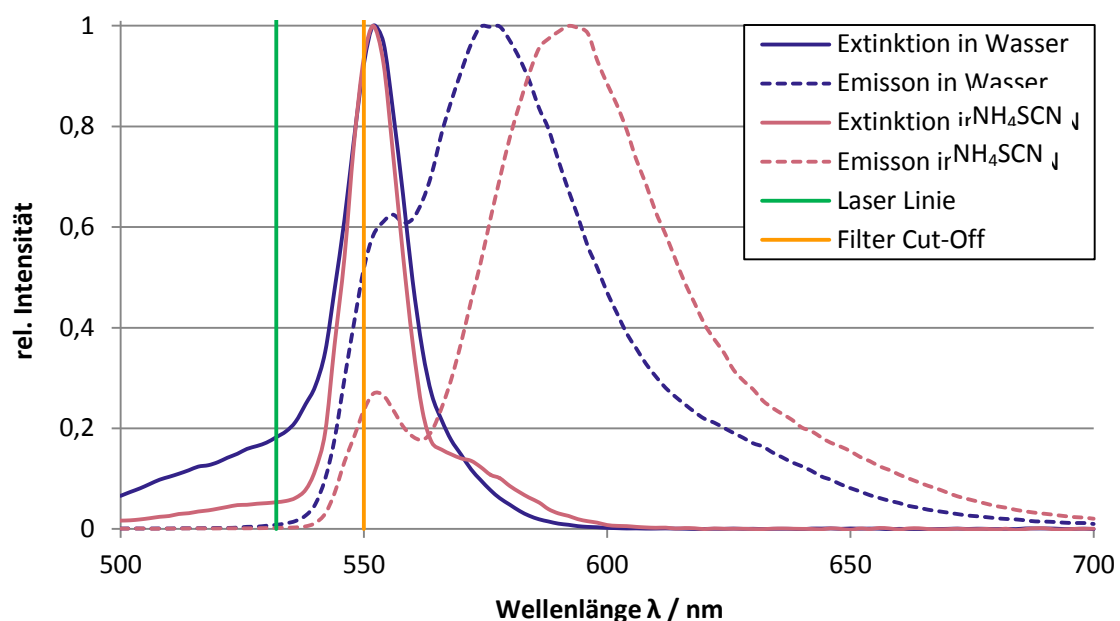


Abbildung 3.12: Normalisiertes Fluoreszenzspektrum für Rhodamin B in Wasser und NH_4SCN -Lösung. Die Fluoreszenzbande von Rhodamin B ist in der RIM-Lösung deutlich zu höheren Wellenlängen hin verschoben

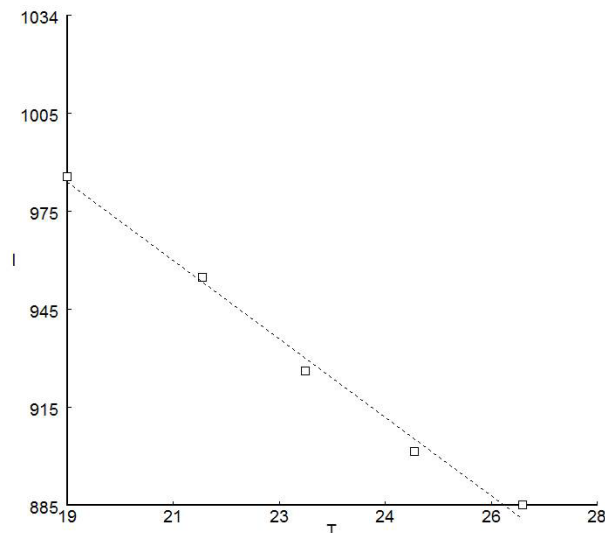


Abbildung 3.13: Ausgabe der Kalibriermethode für die Fluoreszenzintensität gegen die Fluidtemperatur bei konstanter Rhodamin B Konzentration

Thermostatkreislauf W-3 vortemperiert. Die Temperierung dient primär der Herstellung möglichst großer Temperatur-gradienten. Es erfolgt keine genaue Anpassung an den Brechungsindex der Rohrschlangen, da mit Beginn des Heizprozesses aufgrund der Temperatur-abhängigkeit des Brechungsindices (vgl.

Abbildung 3.3) die Anpassung sofort aufgehoben wird. Gleichzeitige PIV-Messungen sind daher nicht möglich, die Beobachtung von Temperaturgradienten an den Rohrschlangen ist jedoch gegeben.

Zur Durchführung eines Experiments wird das RIM-Fluid von der Schlauchpumpe P-1 aus dem Vorlagebehälter B-1 angesaugt und durch die Rohrwendel W-2 im vorgeheizten Thermostat B-2 gepumpt. Dabei heizt sich das Fluid auf und tritt anschließend mit ca. 40 °C in die Rohrschlangen ein. Vor dem Start der Pumpe wird die Aufnahme über Kamera und Laser vom PC aus gestartet. Um von der Pixelhelligkeit auf die Temperatur zu schließen ist ebenfalls eine Kalibrierung des Messsystems erforderlich. Die Konzentration an Tracer wird dabei konstant gehalten ($c = 100 \mu\text{g/L}$) und die Temperatur im Gefäß im Bereich von 18,6 bis 27,0 °C über den Kreislauf W-3 angepasst. Die Ausgabe der Kalibriermethode im Dynamic Studio ist in Abbildung 3.13 dargestellt. Die Intensität nimmt im untersuchten Bereich weitgehend linear ab. Die Temperaturabhängigkeit über die gesamte Temperaturspanne beträgt $-1,4 \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$ und ist 22 % niedriger gegenüber Rhodamin B in Wasser. Die Auswertung der aufgenommenen Bilder erfolgt analog zur Mischzeitbestimmung als Extraktion der laseroptisch bestimmten Temperaturen gegen die Zeit.

3.3 CFD-Strömungssimulation

Die Bearbeitung von strömungsmechanischen Aufgabenstellungen via CFD gliedert sich im Allgemeinen in vier Arbeitsschritte:

1. *Vorbereitung*: Erzeugen der Geometrie in einem CAD-Programm
2. *Pre-Processing*: Meshing (Vernetzen) der Geometrie
3. *Solving*: Definieren der Randbedingungen und Lösen der Modellgleichungen
4. *Post-Processing*: Aufarbeitung und Darstellung der Ergebnisse

wobei die Punkte 1 und 2 auch als gemeinsamer Punkt betrachtet werden können. Im vorliegenden Fall wurde bereits bei der Herstellung des experimentellen Modells eine Geometrie erzeugt, die nun weiterbearbeitet werden kann. Pre-Processing und Solving wurden mit den Werkzeugen der freien C++ Bibliothek OpenFOAM Version 2.2.2 durchgeführt. Die hier eingesetzte Vorgehensweise der Strömungssimulation in Rührkesseln basiert auf der Arbeit von Stefan [72] und wird dort detailliert in Einzelschritten beschrieben.

Um eine bessere Vergleichbarkeit mit den Daten der experimentellen Strömungsmessungen zu erreichen, wurde das Post-Processing analog zu PIV mit der kommerziell verfügbaren Software TecPlot 360 EX durchgeführt.

Pre-Processing

Ausgehend von einem gleichmäßig aufgeteilten Quader aus dem Werkzeug *blockMeshDict* werden die einzelnen Objekte (Rührer, Rohrschlangen etc.) in den Quader geladen. Nicht benötigte Teile außerhalb des Fluidvolumens bzw. innerhalb von geschlossenen Objekten werden entfernt. *snappyHexMesh* erzeugt nun in dem definierten Fluidvolumen ein strukturiertes Gitter aus Hexaedern.

Für die Erstellung des Rechengitters wurde der Reaktor mit seinen Einbauten bereits im CAD-Modell in mehrere Objekte unterteilt:

- `reactorWall` - Die Außenwandung des Reaktors
- `stirrer` - Die digitale Geometrie der verwendeten Rührer aus Tabelle 3.3
- `stem` - Die zentrische Rührwelle
- `cylinder` - Das Rotationsgebiet um dem Rührer für die Anwendung der MRF-Zone
- `baffles` - Die Strombrecher, welche als Träger für die Rohrschlangen dienen
- `bafflesMount` - Die äußeren Halterungen an den Strombrechern
- `outerCoils` - Die helikalen Rohrschlangen

Diese Unterscheidung ist erforderlich, um einerseits bestimmten Gebieten während des Solvings eine andere physikalische Behandlung zukommen zu lassen (wie das Rotationsgebiet um den Rührer) und andererseits bereits während des Meshing Schwerpunkte auf einzelne Geometrieobjekte, etwa stark gekrümmte Flächen, legen zu können. Um eine gute Annäherung der gekrümmten Fläche zu erreichen, müssen die quaderförmigen Zellen in der Nähe der Oberfläche sukzessive verkleinert und verformt

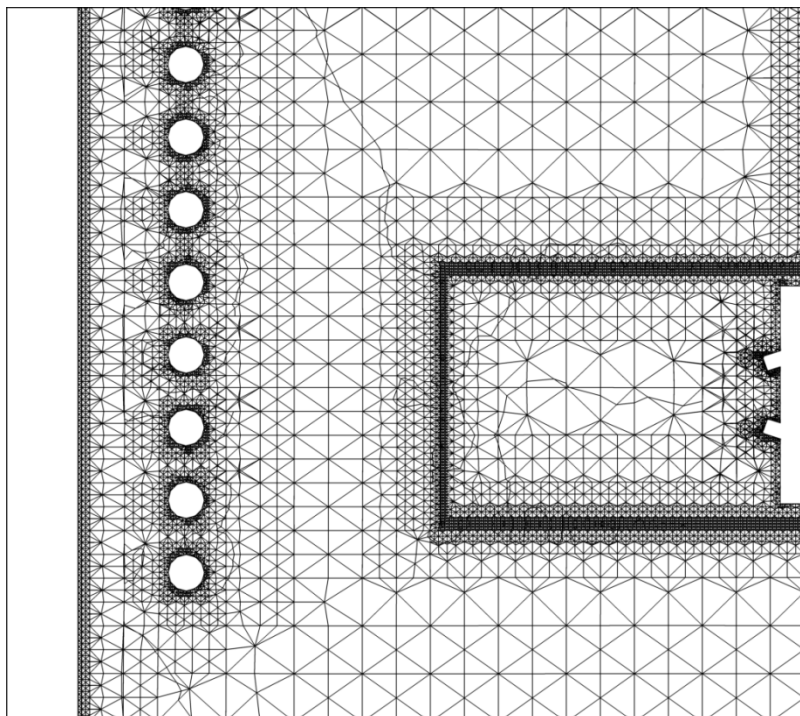


Abbildung 3.14: Ausschnitt des Reaktorquerschnittes auf Höhe des Rührers nach dem Meshing. Gebiete in der Nähe von gekrümmten Oberflächen sowie am Rotationsgebiet sind stark verfeinert

werden, was einer Verfeinerung des Gitters in Randnähe entspricht. Die Ränder von stark gekrümmten Oberflächen, wie den Rohrschlangen erfordern dabei eine starke Verfeinerung (siehe Abbildung 3.14). Auch der Zylinder um den Rührer als Grenzgebiet zwischen MRF-Zone und Reaktorraum erfordert eine starke Glättung, da dort ausgehend vom Rührer die höchsten Geschwindigkeiten auftreten und numerische Fehler ausgehend vom Gitter sich schnell akkumulieren würden.

Eine starke Verfeinerung in Randnähe erhöht die Zellenanzahl und damit die Zahl der zu lösenden Gleichungen. Daher ist bereits bei der Modellerstellung auf eine fundierte Abwägung von erreichbarer Genauigkeit der Simulation und vorhandenen Rechenkapazitäten zu achten. Der Grad der eingestellten Verfeinerung kann der Datei `snappyHexMeshDict` im Anhang, dort im Abschnitt `refinementSurfaces` dem Parameter `level` entnommen werden. Ein Case verfügt nach dem Meshing über durchschnittlich $3,3 \cdot 10^6$ Zellen.

In den *transportProperties* wurde die fluide Phase als Newton'sches Fluid mit der kinematischen Viskosität der RIM-Lösung von $1,59 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ hinterlegt.

Solving

Zur Lösung der Aufgabenstellung wurde der *simpleFoam*¹ Solver gewählt, der für stationäre, turbulente und inkompressible Strömungen geeignet ist [57]. Zur Beschreibung der Turbulenz wurde das RANS k-ε Modell verwendet. Ausgehend von einem ruhenden Fluid wurden für alle Einstellungen 20.000 Iterationsschritte vorgegeben und nach je 500 Iterationsschritten die Lösung gespeichert. Zur Beurteilung der Konvergenz wurden zusätzlich die Residuen und Mittelwerte bei jedem Iterationsschritt gespeichert. Als Startbedingung wurde jeweils ein ruhendes Fluid im Behälter vorgegeben.

Die Randbedingungen zur Lösung des Gleichungssystems in der Datei `constant/boundary` definieren für alle feststehenden Oberflächen mit dem Typ `wall`, dass an der betreffenden Wand die sogenannte *Haftbedingung* gilt. Das

¹ SIMPLE: Semi-Implicite Method for Pressure Linked Equations

bedeutet, dass die Geschwindigkeit des Fluids dort in allen Raumrichtungen gleich null sein muss. Eine Ausnahme stellt die Flüssigkeitsoberfläche *surface* dar. Bei der Simulation eines einphasigen Systems kann dort keine freie Oberfläche mit einer Flüssig/Luft- Interaktion berücksichtigt werden, weshalb diese vereinfacht als reibungsfrei vom Typ *slip* definiert wird, wo keine Haftbedingung herrscht.

Die Berechnungen wurden auf einer Intel Workstation mit 2x Intel Xeon E5 2,50 GHz Prozessoren (20 Rechenkerne) und 128 GB DDR3 RAM unter Ubuntu Linux 14.04 durchgeführt. Jede Einstellung benötigte durchschnittlich 24 h Rechenzeit.

3.4 Aufheizversuche

Für die Durchführung der Aufheizversuche wurde ein spezielles Reaktormodell aus metallischen Werkstoffen verwendet, das sich in wenigen Punkten hinsichtlich der Geometrie von dem konstruierten Plexiglasmodell aus Abschnitt 3.1.1 unterscheidet. Analog zum transparenten Modell besteht das Reaktionsgefäß aus einem Duran-Becherglas. Die Einbauten sind an zwei gegenüberliegenden Strombrechern montiert, das Plexiglasmodell verfügt über vier in viertelkreisabständen platzierte Strombrecher. Die Strombrecher im metallischen Modell sind aus Aluminium gefräst und ragen vom

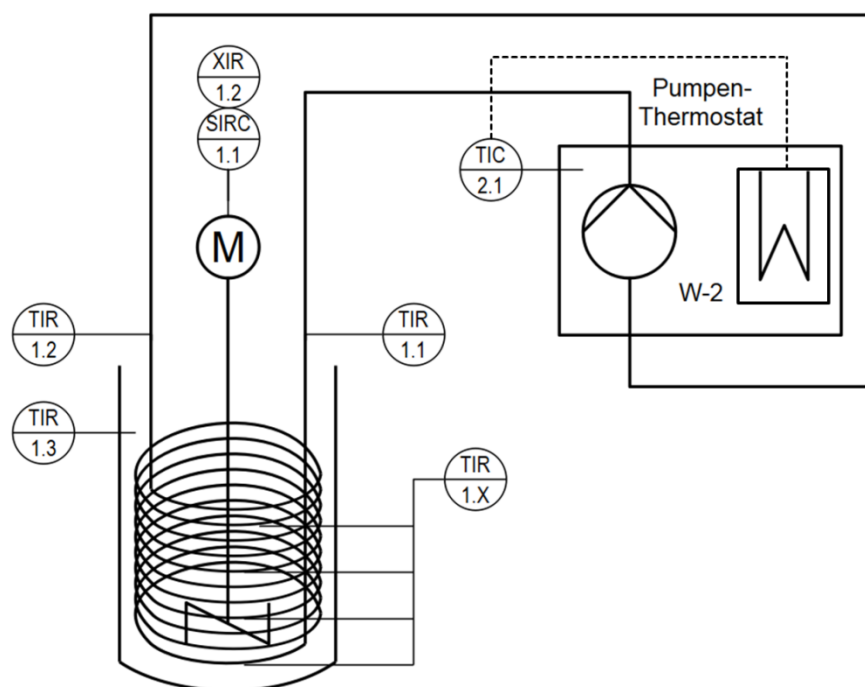


Abbildung 3.15: Fließbild des experimentellen Aufbaus für Aufheizversuche

Boden bis über den Gefäßrand hinaus. Als Korrosionsschutz sind diese gelb lackiert. Die Rohrschlange besteht aus einer durchgehenden Leitung aus einer Kupferlegierung (CuNi10Fe1Mn) mit einem Außendurchmesser von 4,75 mm (3/16 Zoll) und einer Wandstärke von 0,7 mm. Der Abstand zweier Rohrreihen ist hier gleich dem Außendurchmesser gewählt und wird über die Einkerbungen an Strombrechern und Halterungen eingestellt. Aus dem unterschiedlichen Außendurchmesser und Abständen gegenüber dem Plexiglasmodell mit 5 mm ergibt sich eine abweichende Zahl an Rohrreihen. Bei demselben Bodenabstand $C_b = 42$ mm der untersten Rohrreihe resultiert im Metall-Modell eine zusätzliche Rohrreihe bis zur Flüssigkeitsoberfläche. Die Länge der Rohrschlange erhöht sich dabei um 6,3 %, die Gesamtoberfläche um 0,9 %. Alle weiteren geometrischen Kennzahlen sind unverändert.

Für die Aufheizversuche wurde ein vereinfachter Aufbau des Plexiglas-Systems verwendet (Abbildung 3.2). Es besteht aus dem Metall-Rohrschlangenmodell, einem Pumpenthermostat und mehreren Temperaturmessstellen. Der Pumpenthermostat W-2 vom Typ Julabo SE 12 fördert vortemperiertes VE-Wasser durch die Rohrschlangen hindurch. Der Volumenstrom kann in vier Stufen von 400 bis 640 mL/min eingestellt werden. Die Temperaturmessstellen sind analog zu denen im PIV/LIF-Aufbau in Abbildung 3.5 platziert. Zusätzlich befinden sich mehrere Miniatur-Drahtthermoelemente als Oberflächenthermometer (TIR 1.X) auf der Außenseite der Rohrschlangen. Zum Antrieb der Rührer wird ein Heidolph RZR 2051 control Rührmotor verwendet. Das Drehmoment wurde nicht erfasst. Bei den Aufheizversuchen wurden die Rührorgane aus Tabelle 3.3 im Drehfrequenzbereich zwischen 50 und 400 rpm untersucht.

Durchführung

Vor Beginn einer Messung werden Rührer und Einbauten ausgerichtet, sowie das Reaktorgefäß bis zur Füllhöhe $H = 210$ mm mit per Ultraschall entgastem VE-Wasser aufgefüllt. Nach Start des Rührermotors und Abwarten eines stationären Strömungszustandes wird die Messaufzeichnung gestartet und die Temperaturen im Intervall von 1 s über die USB-Schnittstelle an das Programm Tracer DAQ übermittelt. Anschließend wird der Thermostat auf einen Sollwert von 60 °C Badtemperatur eingestellt, die Pumpe eingeschaltet und mit der Aufheizung begonnen. Nach Erreichen

einer Gefäß-Innentemperatur von 50 °C wird der Versuch beendet. Der Inhalt des Gefäßes wird über eine Wasserstrahlpumpe abgesaugt und für einen neuen Versuch vorbereitet.

4 Strömungsfelduntersuchungen

In diesem Kapitel werden die Ergebnisse von experimentellen PIV-Messungen und CFD-Simulationen für die fünf unterschiedlichen Rührer im Modellreaktor dargestellt und diskutiert. Beide Untersuchungsmethoden werden dabei vorab auf ihre Anwendbarkeit hin überprüft. Anhand der experimentellen Daten der PIV werden alle Rührer im Hinblick auf die ort- und drehfrequenzabhängigen Strömungs-, Turbulenz- und Dissipationsfelder untersucht. Die Energiedissipationen der PIV werden jeweils mit einem Dimensionsansatz und einem Large-Eddy-Modell berechnet und verglichen.

Die Untersuchungen durch die CFD erfolgen anhand von 6BS und SBR, mit einer anschließenden Gegenüberstellung der Felder aus beiden Untersuchungsmethoden.

4.1 Ort der Messung (FOV)

Der Messort (*engl.: field of view/FOV*) für die strömungsmechanischen Untersuchungen lag in der Vertikalebene des Reaktorquerschnittes. Dies ermöglicht eine Konzentration der Betrachtung auf die Transportvorgänge im Reaktor entlang der Höhenkoordinate und betrachtet insbesondere den Ringspaltraum, sowie den angrenzenden Innenraum.

Dabei wurde nur die linke Hälfte des Querschnittes betrachtet. Unter Vernachlässigung der Steigung der Rohrschlangen, sowie Ein- und Ausgangsleitungen, ist das entwickelte Reaktormodell radialsymmetrisch entlang der Rührwelle für den Bereich zwischen zwei Strombrechern.

Die Anforderungen der PIV machten es notwendig, den Lichtschnitt seitlich versetzt neben der zentrischen Rührwelle, hin zur Kamera auszurichten. Eine mittige Ausrichtung der Lichtschnittebene erzeugt starke Reflektionen auf der metallischen Rührwelle, die mess- und sicherheitstechnisch die Versuchsdurchführung unmöglich machten. Zur Erhaltung der Symmetrie der Strömungsbilder wurde die Messebene nahe der Winkelhalbierenden zwischen zwei Strombrechern positioniert. In früheren PIV-Messungen in der Horizontalebene in Reaktoren mit Rohrschlangeneinbauten [9] wurde gezeigt, dass insbesondere bei radial fördernden Rührorganen die Tangentialkomponente der erzeugten Kreisströmung hinter den Strombrechern einen

Strömungsschatten wirft, der bis zu $\frac{1}{4}$ des Rohrschlängenumfangs weit reicht. Eine Messung in Nähe der Strombrecher würde sich durch eine verstärkte Asymmetrie der Strömungsbilder des links- und rechtsseitigen Querschnittes zeigen.

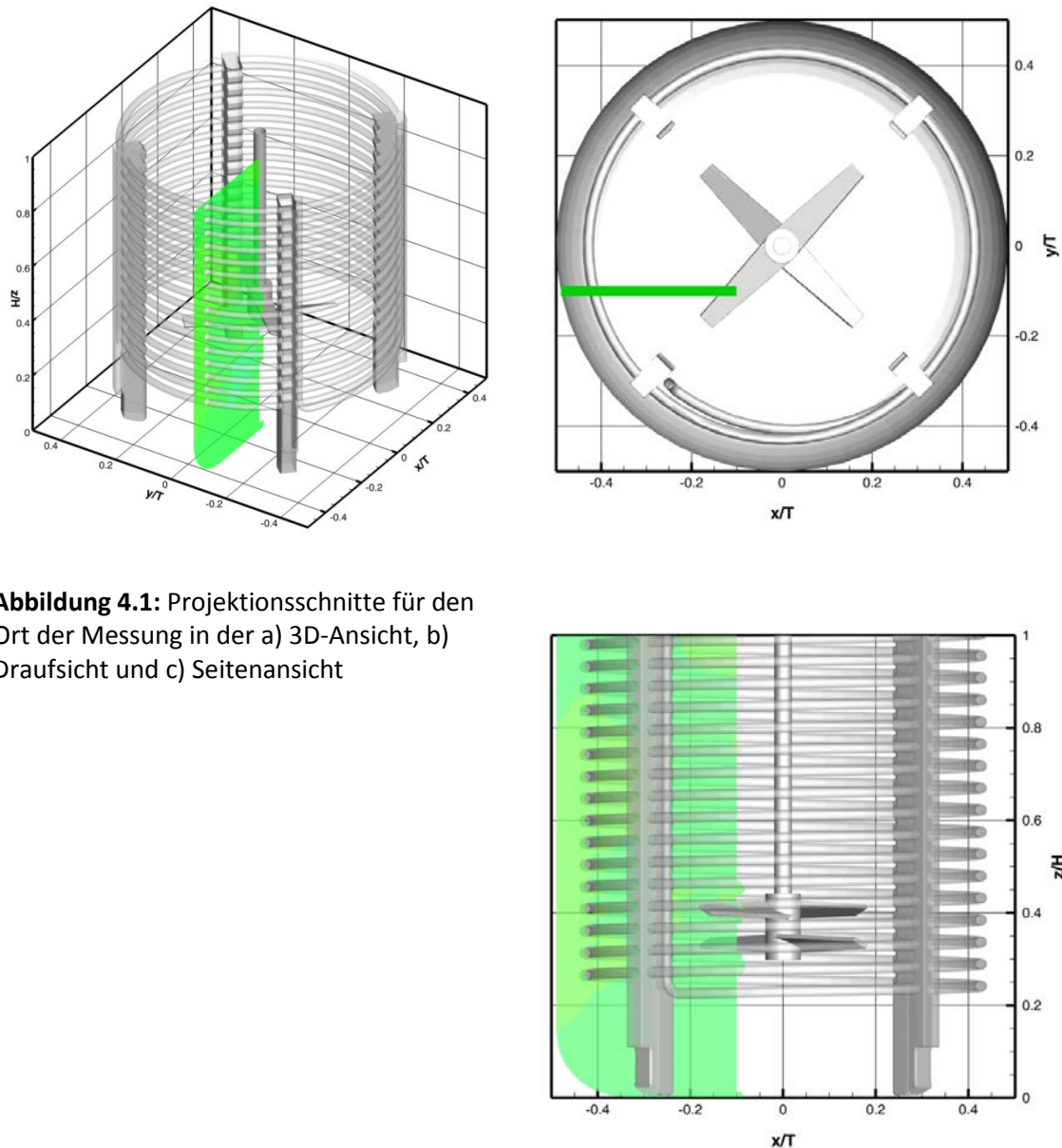


Abbildung 4.1: Projektionsschnitte für den Ort der Messung in der a) 3D-Ansicht, b) Draufsicht und c) Seitenansicht

Abbildung 4.1 zeigt den Ort der Messung als illuminierte, grüne Lichtschnittebene im CAD-Modell des Reaktors. Im kartesischen Koordinatensystem mit Ursprung am Boden entlang der Rührwelle liegt der Ort der Messung als Schnitt durch das Volumen in der Y-Ebene bei $y/T = -0,12$ vor. Der linksseitige Querschnitt reicht von Gefäßrand bei $x/T = -0,47$ bis $x/T = -0,08$ kurz vor die Rührwelle. Bedingt durch Schwankungen der Flüssigkeitsoberfläche wird die Höhenkoordinate von $z/H = 0$ bis $0,97$ gezeichnet.

4.2 Experimentelle Messung (PIV)

4.2.1 Auswertemethoden

Im folgenden Abschnitt werden die mathematischen Verfahren bei der Auswertung der PIV und CFD-Strömungsfelder erläutert.

4.2.1.1 Turbulente kinetische Energie (TKE)

In kartesischen Koordinaten kann die turbulente kinetische Energie über

$$k = \frac{1}{2} (\widetilde{v_x^2} + \widetilde{v_y^2} + \widetilde{v_z^2}) \quad \text{Gl. 4.1}$$

bestimmt werden. $\widetilde{v_x}$, $\widetilde{v_y}$ und $\widetilde{v_z}$ entsprechen hier dem quadratischen Mittel (*root mean square, rms*) der Schwankungen der Vektorkomponenten über die Zeit. In der 2D-PIV ist die Komponente $\widetilde{v_z}$ nicht unmittelbar zugänglich und muss unter Annahme lokaler Isotropie abgeschätzt werden. Die Gleichung vereinfacht sich dann zu:

$$k = \frac{3}{4} (\widetilde{v_x^2} + \widetilde{v_y^2}) \quad \text{Gl. 4.2}$$

In den späteren Darstellungen ist k zur besseren Vergleichbarkeit über v_{tip}^2 normiert, um eine einfach handhabbare, dimensionslose Größe zu erhalten.

4.2.1.2 Turbulente Energiedissipation

In einem gerührten Prozess überträgt der Rührer kinetische Energie auf das Fluid, die schließlich in Form von Wärme dissipiert wird. Die mittlere, über das Rührorgan eingebrachte Leistung P wird dabei auf die Gesamtmasse im Behälter bezogen:

$$\varepsilon_{ges} = \frac{P}{\rho V} \quad \text{Gl. 4.3}$$

Wird die Leistung über das Drehmoment an der Rührwelle bestimmt, ergibt sich

$$\varepsilon_{ges} = \frac{P}{\rho V} = \frac{2 \pi n M}{\rho V} \quad \text{Gl. 4.4}$$

mit der Drehfrequenz n und dem Drehmoment M . Für eine Vielzahl von Rühraufgaben ist speziell die Kenntnis der Verteilung der Energiedissipation in Wärme erforderlich. Nach dem Energiekaskadenmodell (Abschnitt 2.3.1) werden vom Rührorgan große, primär anisotrope Wirbel erzeugt, die beim Zerfall ihre Energie kaskadenartig an kleinere, isotrope Wirbel hoher Frequenz übertragen. Der Zerfall endet bei der Kolmogorov Längenskala λ_k , bei der die Energie der kleinsten Wirbel in Wärme dissipiert wird. Um die Dissipation der TKE vollständig zu erfassen, ist es erforderlich, das Strömungsfeld bis zur Kolmogorov-Skala aufzulösen. Saarenrinne et al. [73] haben gezeigt, dass für eine Erfassung von 90 % der Dissipationsrate im Reaktorraum eine räumliche Auflösung von $2 \lambda_k$ erforderlich ist, für eine Erfassung von 65 % mindestens $9 \lambda_k$. Nach Gl. 2.14 hängt λ_k nur von der kinematischen Viskosität und dem Leistungseintrag ab. Für niedrig viskose Flüssigkeiten ist eine vollständige Auflösung daher nur in kleinen Bildausschnitten zu erreichen. Das Hauptinteresse der Untersuchungen gilt dabei den Strömungsverhältnissen in unmittelbarer Nähe des Rührorgans.

Abschätzung der turbulenten Dissipationsrate

Die Energiedissipationsrate eines Fluides ist definiert als Rate der viskosen Dissipation der mechanischen Energie der Schwankungsbewegungen [74]:

$$\varepsilon = \nu \overline{\left(\frac{\partial v'_i}{\partial x_j} + \frac{\partial v'_j}{\partial x_i} \right) \frac{\partial v'_j}{\partial x_i}} \quad \text{Gl. 4.5}$$

mit den Indices $i, j = \{x, y, z\}$. Die Gleichung kann zu folgender Form erweitert werden:

$$\begin{aligned}
\varepsilon = \nu \left\{ \left(\overline{\left(\frac{\partial v'_x}{\partial x} \right)^2} + \overline{\left(\frac{\partial v'_y}{\partial y} \right)^2} + \overline{\left(\frac{\partial v'_z}{\partial z} \right)^2} \right) + \overline{\left(\frac{\partial v'_x}{\partial y} \right)^2} + \overline{\left(\frac{\partial v'_y}{\partial x} \right)^2} \right. \\
+ \overline{\left(\frac{\partial v'_x}{\partial z} \right)^2} + \overline{\left(\frac{\partial v'_z}{\partial x} \right)^2} + \overline{\left(\frac{\partial v'_y}{\partial z} \right)^2} + \overline{\left(\frac{\partial v'_z}{\partial y} \right)^2} \\
\left. + 2 \left(\overline{\frac{\partial v'_x}{\partial y} \frac{\partial v'_y}{\partial x}} + \overline{\frac{\partial v'_x}{\partial z} \frac{\partial v'_z}{\partial x}} + \overline{\frac{\partial v'_y}{\partial z} \frac{\partial v'_z}{\partial y}} \right) \right\}
\end{aligned}
\tag{Gl. 4.6}$$

Da bei der PIV nur zwei Geschwindigkeitskomponenten erhalten werden, ist es nötig, die dritte Komponente durch Annahme isotroper Turbulenz abzuschätzen [75]. Khan [76] liefert eine detaillierte Herleitung der nötigen Annahmen, zur Vereinfachung der Gleichung:

$$\begin{aligned}
\varepsilon_{DE} = \nu \left(\overline{\left(\frac{\partial v'_x}{\partial x} \right)^2} + 2 \overline{\left(\frac{\partial v'_y}{\partial y} \right)^2} + 3 \overline{\left(\frac{\partial v'_y}{\partial x} \right)^2} + 3 \overline{\left(\frac{\partial v'_x}{\partial y} \right)^2} \right. \\
\left. + \overline{\frac{\partial v'_x}{\partial y} \frac{\partial v'_y}{\partial x}} \right)
\end{aligned}
\tag{Gl. 4.7}$$

Das Verfahren wird als direkte Abschätzung (*direct evaluation, DE*) bezeichnet und dient als Illustration für die Notwendigkeit der folgenden Methoden, da die vorhandene Auflösung nicht ausreichend ist. Die Vorgehensweise stellt dabei die Analogie zur direkten numerischen Simulation (DNS) in der CFD dar. In dieser Arbeit liegt - beispielhaft für den 6BS - das Verhältnis von Ortsauflösung der PIV zur Kolmogorov-Skala Δ_{PIV}/λ_k zwischen 9 und 26 für die niedrigste bzw. höchste Drehfrequenz, weshalb die direkte Abschätzung nicht anwendbar ist.

Ein gängiger Ausdruck zur einfachen Bestimmung der Energiedissipation unter Annahme lokaler Isotropie kann aus einer Dimensionsanalyse erhalten werden (*DIM method*) [74]:

$$\varepsilon_{DIM} = A \frac{v'^3}{\Lambda}
\tag{Gl. 4.8}$$

mit dem Vorfaktor A und dem integralen Längenmaßstab Λ . Die Energiedissipation hängt hier direkt vom Turbulenzgrad der Strömung ab; für die charakteristische Geschwindigkeit kann entsprechend auch $k^{1/2}$ eingesetzt werden. Nach detaillierten

Untersuchungen von Kresta und Wood [77] in gerührten Reaktoren wird für Λ der Wert 1 angegeben, während sich Λ aus den Abmaßen des Rührerblattes mit $W/2$ ergibt. Die Annahme, dass der Längenmaßstab über den gesamten Reaktor konstant ist, entspricht sicher nicht der Realität. Experimentell kann der Längenmaßstab über eine zeitliche, punktweise (LDA) oder räumliche Autokorrelation (PIV) der Geschwindigkeitskomponenten für das Vektorfeld bestimmt werden [78]. Mit LDA-Messungen haben Mahouast et al. [79] Längenskalen von 0,48 W in der Nähe des Rührers und 1,32 W nahe der Flüssigkeitsoberfläche gefunden. Auch Khan [76] hat gezeigt, dass Λ sehr ungleichmäßig über den Reaktor verteilt ist und in Entfernung vom Rührer zunimmt. Die Vergleiche zeigen, dass der Dimensionsansatz mit dem Wert $W/2$ die Turbulenz am Rührorgan unterschätzen kann, für die Außenbereiche des Reaktors eine Überschätzung darstellt.

Ein alternativer Ansatz folgt dem Prinzip einer *Large-Eddy-Simulation* (LES) wie er aus der CFD bekannt ist. Dabei wird auf das Strömungsfeld ein Tiefpass-Filter angewendet, auf Basis dessen die grobskaligen Wirbelstrukturen direkt aufgelöst werden können, während die kleinskaligen modelliert werden [58]. Durch die Filterung wird die *sub-grid-scale Reynolds Spannung* eingeführt, die über den Tensor τ_{ij} ausgedrückt wird. Sheng et al. [80] haben in Analogie zur LES-CFD eine Large-Eddy-PIV Methode vorgeschlagen, die den Beitrag der Energiedissipation unterhalb der PIV-Auflösungsgrenze ausdrücken soll. Das verbreitetste SGS-Modell ist das von Smagorinsky, das einen Wirbelviskositätsansatz verwendet. Der Vergleich unterschiedlicher SGS-Modelle [81] zeigt nur einen geringen Einfluss auf die Ergebnisse. Die SGS-Spannung wird im Smagorinsky-Modell folgendermaßen ausgedrückt [82]:

$$\tau_{ij} = -(C_S \Delta)^2 \overline{|\bar{S}|} \bar{S}_{ij} \quad \text{Gl. 4.9}$$

mit der Dehnrate (*rate of strain-tensor*)

$$\bar{S}_{ij} = \frac{1}{2} \overline{\left(\frac{\partial v'_i}{\partial x_j} + \frac{\partial v'_j}{\partial x_i} \right)^2} \quad \text{Gl. 4.10}$$

der Filterbreite (*cut-off scale*) Δ und der Smagorinsky-Konstante $C_S = 0,17$ [83]. Die

Filterbreite ist hier gleichbedeutend mit dem Gitterabstand des PIV-Vektorfeldes bzw. der Größe der IA. Die lokale Energiedissipation kann dann folgendermaßen ausgedrückt werden:

$$\varepsilon_{SGS} = -2 \tau_{ij} \bar{S}_{ij} = (C_S \Delta)^2 (2 \bar{S}_{ij} \bar{S}_{ij})^{\frac{3}{2}} \quad \text{Gl. 4.11}$$

Zur Kompensation der fehlenden z-Komponente in der 2D-PIV müssen erneut Annahmen über isotrope Turbulenz getroffen werden [76]. Nach Vereinfachung und Erweiterung in kartesischen Koordinaten ergibt sich für Gl. 4.11:

$$\varepsilon_{SGS} = (C_S \Delta)^2 \left(4 \overline{\left(\frac{\partial v'_x}{\partial x} \right)^2} + 4 \overline{\left(\frac{\partial v'_y}{\partial y} \right)^2} + 2 \overline{\left(\frac{\partial v'_x}{\partial y} \right)^2} + 2 \overline{\left(\frac{\partial v'_y}{\partial x} \right)^2} \right)^{\frac{3}{2}} \quad \text{Gl. 4.12}$$

Die beiden Modelle ε_{DIM} und ε_{SGS} wurden in Matlab implementiert und zur gemeinsamen Darstellung die Datensätze in die Software TecPlot exportiert. Eine Normierung der lokalen Energiedissipation zur vergleichenden Darstellung kann über die eingetragene Gesamtleistung ε_{ges} nach Gl. 4.4 oder mit dem Ausdruck $D^2 n^3$ über Rührerdurchmesser und Drehfrequenz vorgenommen werden. Erstere ist bei experimentellen PIV-Daten vorzuziehen, bei denen gleichzeitig Drehmomente gemessen werden konnten. Letztere eignet sich für den Vergleich von PIV und CFD Daten sowie zur Anlehnung an Daten aus der Literatur.

Praktische Bedeutung von k und ε

Die eingeführten Größen k und ε werden aus der Formulierung der *Reynolds-Averaged-Navier-Stokes* (RANS) Gleichungen erhalten und können für eine quantitative Beschreibung der Turbulenz herangezogen werden. Die turbulente kinetische Energie k ist dabei eine in der Strömung *gespeicherte Energie*, die der Hauptströmung überlagert ist und mit dieser durch den Reaktorraum transportiert wird. Ähnlich dem in der Praxis geläufigen Turbulenzgrad $Tu = \frac{1}{3} (\overline{v_x^2} + \overline{v_y^2} + \overline{v_z^2}) / \bar{v}$ wird auch k über das quadratische Mittel der Schwankungen der Vektorkomponenten (vgl. Gl. 4.1) gebildet. Diese Schwankungswerte sind vergleichsweise einfach aus den Messdaten zugänglich und dienen als gut handbares Maß zur Beschreibung der Turbulenz.

Demgegenüber stellt ε die Energiedissipationsrate, also einen *Energiefluss* dar, mit dem die TKE in Wärme dissipiert wird und lokal auf den Prozess einwirken kann. Hinsichtlich der physikalischen Bedeutung und der prozesstechnischen Relevanz kommt daher der Energiedissipation ε die größere Bedeutung zu. Insofern ist die Kenntnis um die lokale Energiedissipation eine Schlüsselkomponente bei der Modellierung chemischer Prozesse. Kresta [84] zeigt in kompakter Form die maßgebliche Rolle von ε bei unterschiedlichen Prozessen in Rührreaktoren auf: Bei der Beschreibung von Mikromischzeiten, dem Tropfenaufbruch in Flüssig-Flüssig Dispersionen und Zellschädigungen in bio-verfahrenstechnischen Prozessen, sowie in einigen Aspekten der Kristallisation, der Gas-Flüssig Dispergierung und Flokkulationsprozessen.

Wie im vorhergehenden Abschnitt erörtert, ist die Bestimmung der lokalen Energiedissipation aus den Messdaten weitaus komplexer als die der TKE, weshalb aufwendige Modelle zur Berechnung der lokalen Energiedissipation eingesetzt werden müssen. Daher erfolgt die Diskussion der Turbulenz im Reaktorraum anhand beider Größen. Die TKE in Form von k kann mit hoher Sicherheit aus den Messdaten berechnet werden und erlaubt den Vergleich mit einer Vielzahl vorhandener Untersuchungen in Rührreaktoren. Die Energiedissipation ist aufgrund der verwendeten Berechnungsmodelle und Annahmen immer mit einer Restunsicherheit verbunden, die sich nur mit hohem Aufwand ausschließen lässt (vgl. Abschnitt 4.5).

4.2.2 Verlauf des Ensemble-Mittelwerts

Es ist bekannt [85], dass zusätzlich zu den üblichen Strömungsarten (axial und radial) der bekannten Rührertypen die Strömung in gerührten Reaktoren eine Pseudo-Stationarität aufweist, die auf die sich vom Rührblatt ablösenden Wirbel (*trailing vortices*) zurückführen lässt. Das rotierende Rührorgan interagiert mit der trägeren, umgebenden Strömung und erzeugt dabei periodisch drei-dimensionale Wirbel, die sich spiralförmig von der Spitze des Rührblattes abrollen und durch den Reaktor transportiert werden. In zunehmender Entfernung vom Rührer nehmen die periodischen Effekte ab und die Strömung wird stationärer [76].

Für den betrachteten Ensemble-Mittelwert muss daher eine ausreichend hohe Anzahl an Doppelbildern für die Mittelwertbildung herangezogen werden, um sicherzustellen, dass periodische Effekte der *per se* instationären Strömung hinreichend ausgeglichen wurden. Abbildung 4.2 zeigt die Verläufe der Ensemble-Mittelwerte bei steigender Probenanzahl aus einer Einstellung vom Schrägblattrührer bei 350 rpm. Die Beträge $51 \times 127 = 6477$ der Vektorkomponenten eines PIV-Bildes wurden räumlich gemittelt und für eine ansteigende Probenanzahl N die Ensemble-Mittelwerte, sowie die Standardabweichungen berechnet.

Für kleine Ensembles ($N < 20$) schwanken die Beträge und Standardabweichungen stark. Obwohl jedes Doppelbild bei der gleichen Rührerstellung nach einer vollen Umdrehung aufgenommen wurde, unterscheiden sich die einzelnen Bilder deutlich. In diesem Bereich zeigt sich für die horizontale v_x -Komponente andeutungsweise der periodische Charakter der Strömung, welcher erst spät abklingt. Ab $N > 120$ nehmen die Beträge der Komponenten konstante Werte an. Die Standardabweichungen unterliegen auch bei

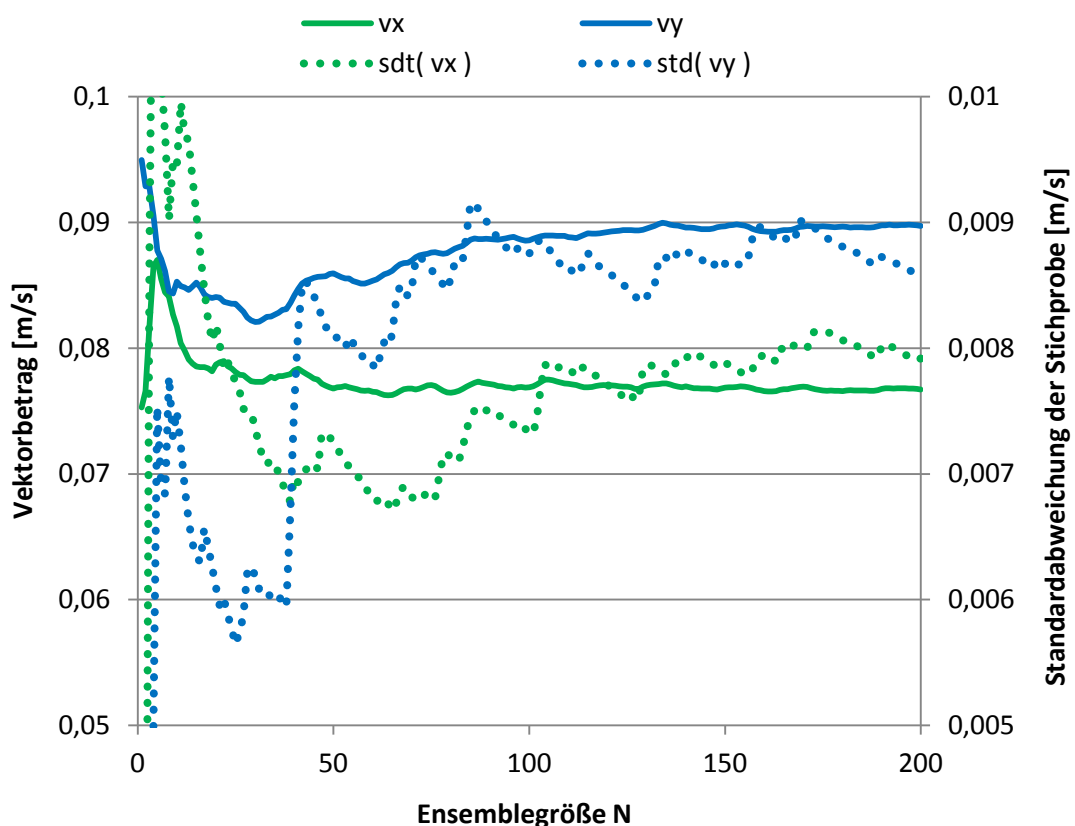


Abbildung 4.2: Verlauf der Mittelwerte und Standardabweichung der Geschwindigkeitskomponenten bei unterschiedlicher Ensemblegröße N . Linke Achse/uni: Beträge der Geschwindigkeiten, Rechte Achse/gepunktet: Standardabweichungen

großen Ensembles geringen Schwankungen ($\pm 0,5$ mm/s), deuten jedoch keinen Trend zu höheren oder niedrigeren Werten an. Sharp und Adrian [75] haben analog die statistische Konvergenz der Mittelwerte und Varianzen von Ensembles aus 50 und 100 Vektorfeldern untersucht. Die Differenz zwischen dem 50er und 100er Ensemble ergab sich dort für die Werte unter 1 %. Aus den Daten in Abbildung 4.2 ergeben sich ähnliche Werte. Die Annahme einer stationären turbulenten Strömung kann daher bei <100 Vektorfeldern nicht vollständig gehalten werden, eine Ensemblegröße von 200 Vektorfeldern jedoch als statistisch ausreichend betrachtet werden. Die Unsicherheit der Daten bezüglich statistischer Turbulenz ist für eine Beschreibung der rührerfernen – und damit tendenziell turbulenzarmen Strömung ausreichend.

4.2.3 Untersuchung der Rührertypen

4.2.3.16-Blattscheibenrührer (6BS)

4.2.3.1.1 Mittlere Strömungsfelder

Die Beurteilung der gemessenen Strömungsfelder erfolgt in der Regel in Form von *contour-plots*, in denen in zwei-dimensionaler Darstellung der zu untersuchende Bereich farbig gezeichnet ist. Die Intensität der dargestellten Größe ist über eine Farbskala codiert. Alle charakteristischen Größen zur Beschreibung der Strömung werden nach Möglichkeit normiert um eine dimensionslose Darstellung zu erhalten und eine direkte Vergleichbarkeit innerhalb einer Messreihe und mit anderen Systemen zu ermöglichen. Eine gängige Normierungsgröße ist die Rührerumfangsgeschwindigkeit v_{tip} die auch betragsmäßig die größte Impulsquelle im System darstellt und keine höheren Geschwindigkeiten als dort zu erwarten sind. Abbildung 4.3 (links) zeigt den Contour-Plot in der ROI für den 6BS bei 195 rpm bzw. $Re = 10.000$. Dargestellt ist der Betrag (*velocity magnitude*, v_{mag}) aus dem Ensemble-Mittelwert der Komponenten $v_{mag} = \sqrt{v_x^2 + v_y^2}$, normiert über v_{tip} .

Aus diesem zweidimensionalen Strömungsfeld wurden zusätzlich die Geschwindigkeitsinformationen an den Stellen $x/T = -0,44$ und $-0,38$ entlang der Höhenkoordinate z/H extrahiert. Abbildung 4.3 (rechts) zeigt das Ergebnis der Extraktion als Line Plot mit v_{mag}/v_{tip} auf der Abzisse und z/H auf der Ordinate als charakteristisches

Geschwindigkeitsprofil in der Rohrschlangenregion. Diese Extraktionspunkte wurden gewählt, um die Strömung in der Umgebung der helikalen Rohrschlangen als eigentlichen Ort des Wärmeaustausches gezielt untersuchen zu können.

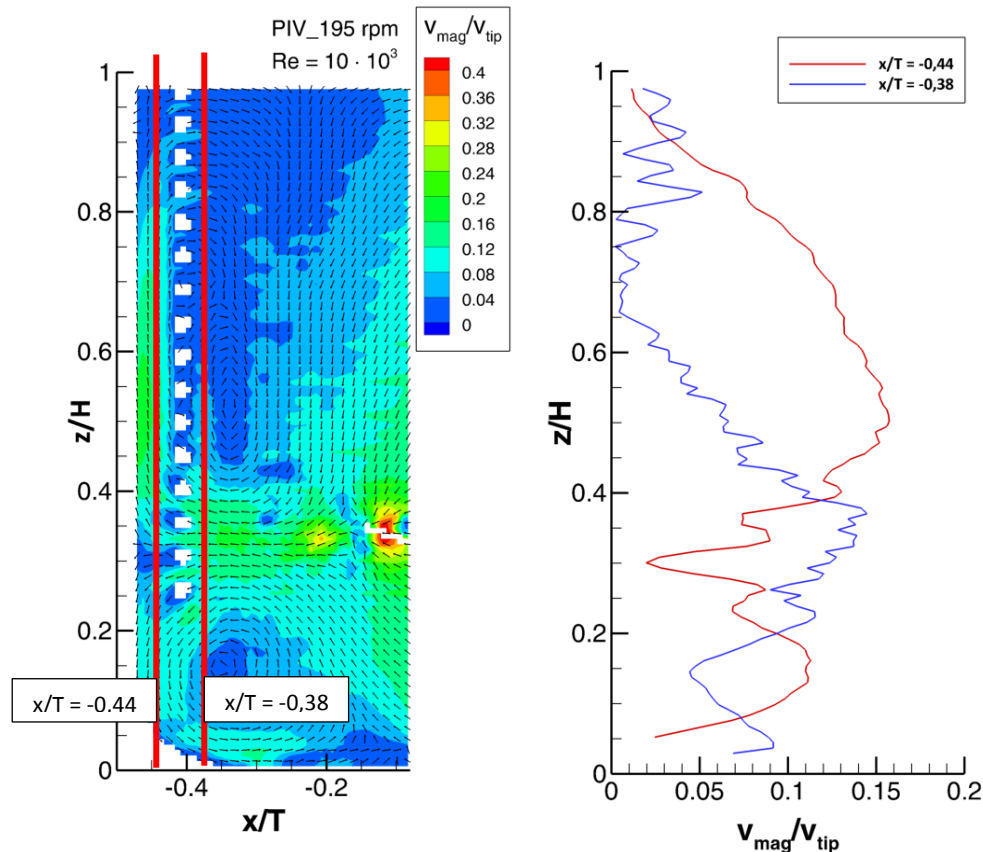


Abbildung 4.3: Links: Contour-Plot des 6-Blattschneibenrührers bei 195 rpm.
Rechts: Geschwindigkeitsprofil der normierten Vektorbeträge aus Ringspalt und Innenraum

Die Abbildung 4.3 (links) zeigt das typische Strömungsbild des 6BS. Die Flüssigkeit wird vom Rührorgan weg in radialer Richtung beschleunigt und teilt sich in eine obere und untere Zirkulation auf. Die höchsten Geschwindigkeiten ($0,44 v_{tip}$) werden dabei als horizontaler Fluss in der Nähe des Rührorgans gefunden. Es ist jedoch zu beachten, dass die tangentielle (*out-of-plane*) Komponente hier nicht erfasst wird. Die radiale Strömung wird hinter den Rohrschlangen umgeleitet und strömt im Ringspalt auf- bzw. abwärts. Dabei fällt auf, dass sich die Bereiche hoher Intensität primär auf den Randbereich des Reaktors erstrecken und die obere Hälfte des Innenraums nur minimal durchströmt wird.

Tabelle 4.1: Strömungstypen des 6BS nach der Drehfrequenz

Strömungstyp	Drehfrequenz n [rpm]	Reynoldszahl
II	389	20.000
	350	18.000
	243	12.500
	195	10.000
I	146	7.500
	97	5.000

Das bestätigen die Geschwindigkeitsprofile in Abbildung 4.3 (rechts). Oberhalb $z/H > 0,5$ liegt ein starkes Gefälle zwischen Ringspalt und Innenraum vor. Bei $z/H = 0,66$ fällt die

Geschwindigkeit im Innenraum fast auf null ab.

Der Einfluss unterschiedlicher Rührerdrehfrequenzen auf die örtlichen Geschwindigkeits-profile ist in Abbildung 4.4 gegeben. Die eingestellten Drehfrequenzen können Tabelle 4.1 entnommen werden und reichen vom Übergangs- bis vollturbulenten Bereich der Strömung am Rührer. Letzterer wird nach Liepe [21] bei $Re > 10.000$ erreicht. In der Abbildung 4.4 werden dahingehend die

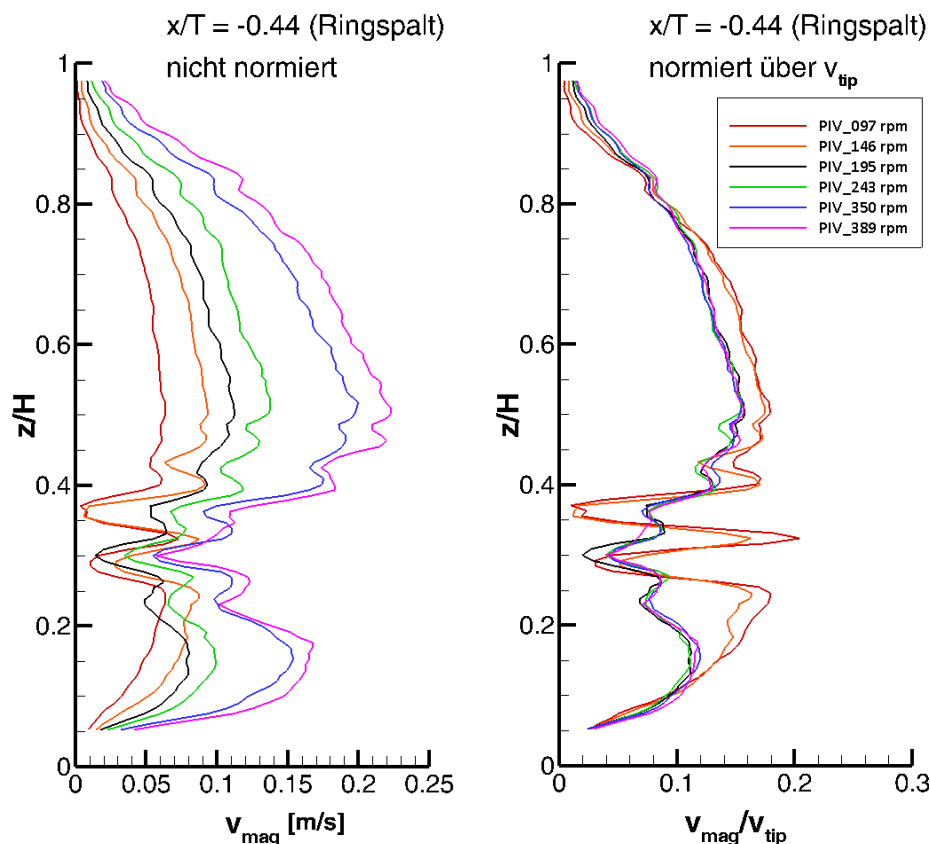


Abbildung 4.4: Geschwindigkeitsprofile im Ringspalt für den 6BS bei ansteigender Drehfrequenz ohne Normierung (links) und mit Normierung über die Rührerumfangsgeschwindigkeit v_{tip}

Geschwindigkeitsprofile ohne und mit Normierung über die Rührerumfangsgeschwindigkeit v_{tip} gegenübergestellt. Ohne Normierung wird für jede Messung ein klar abgegrenztes Profil gezeichnet, aus denen der Drehfrequenzanstieg deutlich wird. Relevante Strömungsmerkmale bei niedrigen Geschwindigkeiten, etwa auf Rührerhöhe ($z/H = 0,3$), können in dieser Darstellung nicht erkannt werden. Durch die Normierung über v_{tip} decken sich die einzelnen Geschwindigkeitsprofile trotz unterschiedlicher Drehfrequenzen sehr gut, wodurch drehfrequenzabhängige Änderungen des Strömungsbildes deutlich hervortreten. Dabei werden zwei Typen von Kurvenscharen beobachtet, die sich in ihrem Verlauf deutlich unterscheiden. Bis 146 rpm ($Re = 7.500$) liegt bei Typ I eine intensive radiale Strömung, erkennbar als Geschwindigkeitsspitze auf Rührerhöhe ($z/H = 0,3$) vor, die als direkte Durchströmung des Spalts zwischen zwei Rohrwindungen gedeutet werden kann. Im Ringspalt zeigt sich

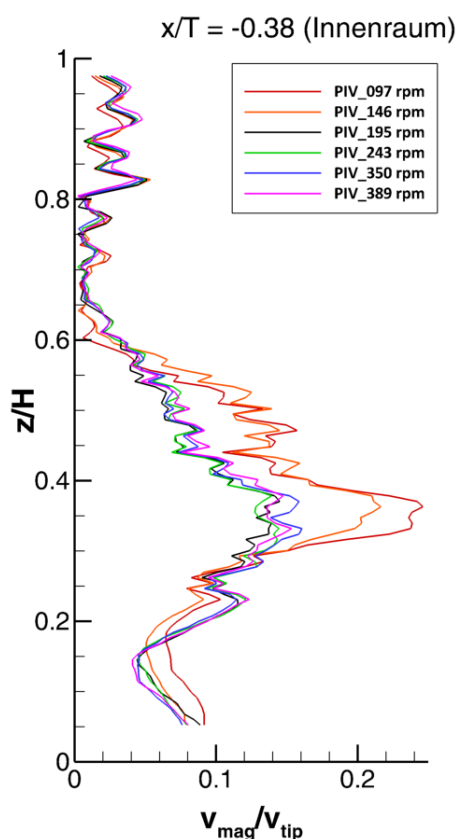


Abbildung 4.5: Geschwindigkeitsprofile im Innenraum für den 6BS

zusätzlich eine höhere Geschwindigkeitsintensität unterhalb der Höhe des Rührers, die einen stärker ausgeprägten unteren Zirkulationskreislauf anzeigt.

Beim Strömungstyp II (ab 195 rpm bzw. $Re = 10.000$) ist die Intensität auf Rührerhöhe im Ringspalt deutlich abgeschwächt, auch zeigt sich keine Geschwindigkeitsspitze wie im Typ I. Innerhalb dieses Typs liegen die normierten Geschwindigkeitsprofile fast exakt zusammen – trotz einer Verdoppelung der Reynoldszahl von 10.000 auf 20.000. Unabhängig vom Strömungstyp zeigt sich oberhalb 0,8 z/H eine Deckung aller Geschwindigkeitsprofile.

Während im Ringspalt die Geschwindigkeit bis zur Flüssigkeitsoberfläche rasch abfällt, zeigt das Innenraumprofil (Abbildung 4.5) dort mehrere, kleinere Geschwindigkeitsspitzen. Diese zeigen den Bereich der Rückströmung aus dem Ringspalt durch die Rohrschlängenspalte an, die deutlich vom darunter liegenden

Abschnitt (0,6 bis 0,8 z/H) abgegrenzt ist. Dort wird unabhängig von der Drehzahlfrequenz keine Umströmung der Rohrschlangen von der Innenseite erreicht. Bezogen auf die Gesamtoberfläche der Rohrschlangenhelix beträgt der nicht angeströmte Anteil allein dort 12,5 %.

Zur genaueren Untersuchung werden die Strömungsbilder von Typ I und II in Abbildung 4.6 direkt gegenübergestellt. In Nähe des Rührorgans treten bei Typ I Bereiche hoher Geschwindigkeiten auf ($0,48 v_{\text{tip}}$), die sich deutlich von der Umgebung abheben. Typ II weist in diesem Bereich bereits eine gleichmäßigere Geschwindigkeitsverteilung auf. Signifikante Unterschiede zeigen sich bei der Lage der Zirkulationskreisläufe. Im Typ I sind deutlich zwei ungefähr gleich große stationäre Wirbel zu erkennen, die sich bereits vor den Rohrschlangen ausbilden. Hinter den Rohrschlangen teilt sich die Radialströmung vom Rührer ebenfalls in einen oberen und unteren Teil auf. Die Grenze der beiden Kreisläufe liegt von unten gezählt bei der dritten Rohrwindung. Der untere Kreislauf ist vom inneren Wirbel nicht klar abzugrenzen. Beide gehen unterhalb der

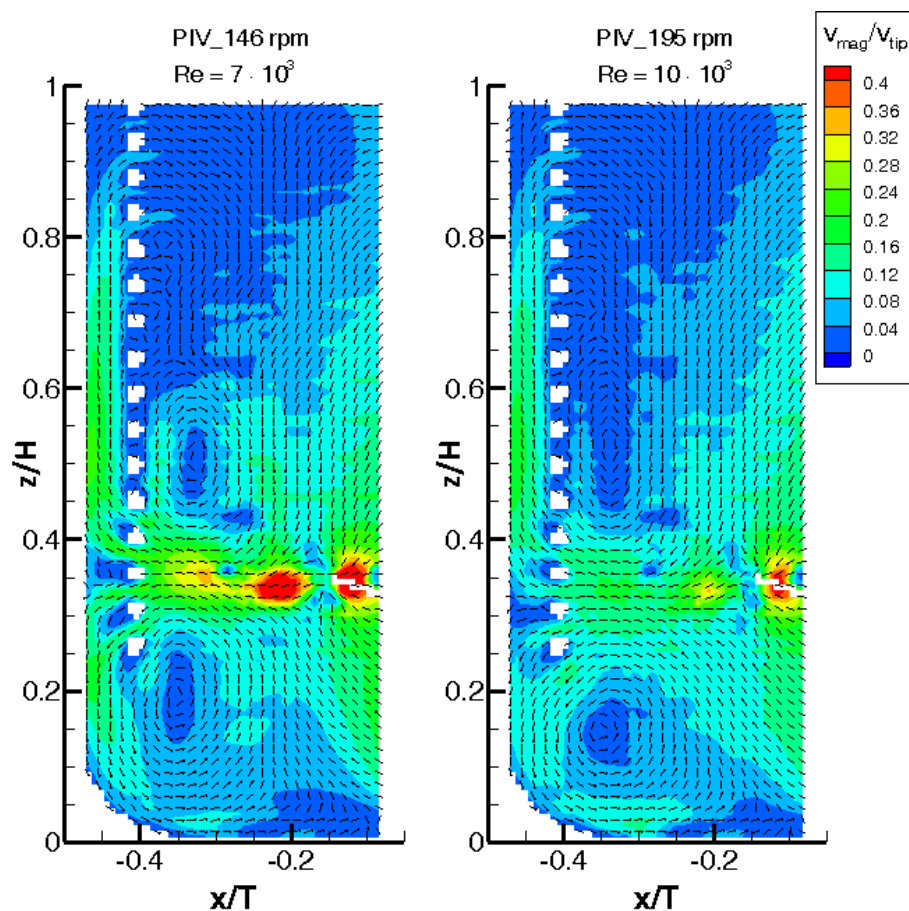


Abbildung 4.6: Vergleich der Strömungsbilder des 6BS von Typ I (links) und Typ II (rechts) nach dem Umschlagspunkt

Rohrschlangen ineinander über.

Im Typ II ist kein oberer, innerer Wirbel vor den Rohrschlangen mehr zu erkennen. Dagegen liegt die Grenze zwischen oberem und unterem Kreislauf tiefer unten bei der zweiten Rohrreihe. Der untere Kreislauf strömt daher weitestgehend unterhalb an den Rohrschlangen vorbei. Der obere Kreislauf strömt ähnlich Typ I im Ringspalt aufwärts bis $z/H = 0,8$.

Die sichtbare, makroskopische Änderung des Strömungsbildes beim Übergang von Typ I zu II soll fortan als Umschlagspunkt bezeichnet werden. Dieser ist jedoch nicht zu verwechseln mit dem Umschlag von laminarer zu turbulenter Strömung, auch wenn der Betrag der Reynoldszahl dies suggerieren könnte. Liepe [21] gibt beim 6BS mit vier Wandstrombrechern das Vorliegen einer laminaren Strömung im Behälter bei $Re_{lam} < 10$ an, sowie einer turbulenten Strömung bei $Re_{turb} > 10.000$. Der Übergangsbereich zwischen laminar und turbulent erstreckt sich hier, verglichen etwa mit dem Strömungsröhr, über einen viel weiteren Wertebereich, wobei selbst die niedrigste Drehfrequenz (97 rpm bzw. $Re = 5.000$), der turbulenten Strömung am nächsten ist. In Anbetracht der vorliegenden Komplexität durch die Rohrschlängeneinbauten erscheint eine Unterscheidung der Strömungsverhältnisse anhand fester Zahlenwerte wenig aussichtsreich.

Im Sinne einer qualitativen Beschreibung strömt das Fluid vom Rührer auf die nur teildurchlässige Rohrschlangewand, hinter der die Strömung nur in axialer (bzw. nicht sichtbar tangentialer) Richtung umgelenkt werden kann. Durch den auftreffenden Freistrah, also den vom Rührer ausgehenden Strömungsstrahl in radialer Förderrichtung, entsteht an der Rohrschlangewand ein Staudruck der dazu führt, dass der Freistrah bereits vor den Rohrschlangen abgelenkt wird und die zwei beobachteten Wirbel bildet. Ab einer bestimmten Strömungsgeschwindigkeit wird dieser Druck überwunden und das Fluid strömt durch die Rohrschlangewand. Gleichzeitig wandert die Grenze des unteren Zirkulationskreislaufes weiter nach unten und strömt überwiegend an den Rohrschlangen vorbei. Interessant ist jedoch, dass die axiale Strömung im Ringspalt in beiden Fällen bis $z/H = 0,8$ reicht, obwohl beim Typ II der größere Anteil in den Ringspalt fließt. Abbildung 4.4 zeigt im Gegenteil, dass Typ I betragsmäßig die höhere relative Strömungsgeschwindigkeit in der oberen

Ringspaltregion aufweist. Dies deutet darauf hin, dass der fehlende Anteil an betragsmäßiger Strömungsgeschwindigkeit in der nicht sichtbaren Tangentialkomponente zu suchen ist. Zusätzlich zur den sichtbaren Änderungen am Umschlagpunkt liegt offenbar auch eine Verlagerung des Strömung in einen stärkeren Tangentialanteil als Kreisströmung entlang der Rohrrichtung vor.

4.2.3.1.2 Turbulente kinetische Energie

Abbildung 4.7 (links) zeigt die räumliche Verteilung von k im Vertikalschnitt des Reaktors. Gegenüber der Geschwindigkeit ist die TKE sehr ungleichmäßig über den Reaktorraum

verteilt. Die höchsten Werte werden in der Nähe des Rührorgans gefunden ($0,2 v_{tip}^2$). Im direkten Rührerstrahl ist die Turbulenz auch verhältnismäßig hoch (bis $0,02 v_{tip}^2$). Vergleichbare Werte werden auch von Yianneskis et al. [85] nahe des Rührorgans (ca. $0,18 v_{tip}^2$) bzw. in Entfernung vom Rührer gefunden (bis $0,08 v_{tip}^2$). Auch der große

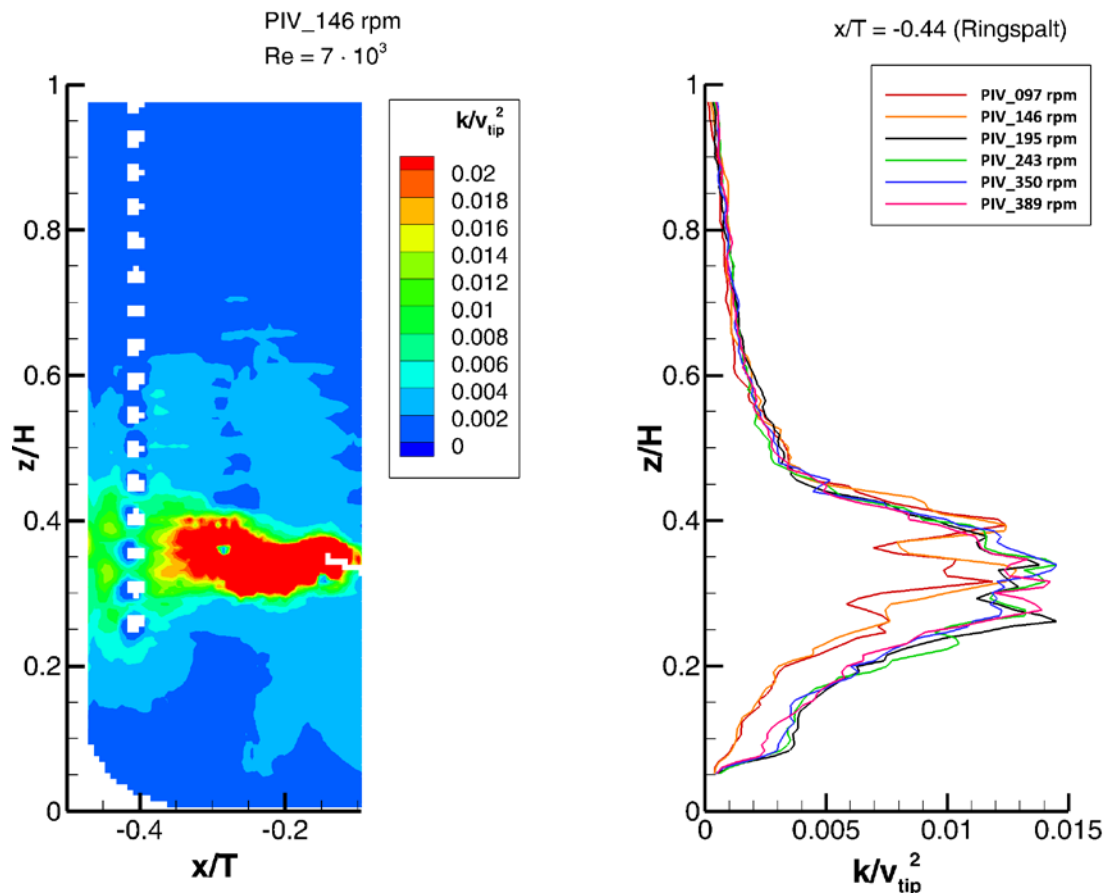


Abbildung 4.7: Contour-Plot (links) und Turbulenzprofile (rechts) der TKE für den 6BS

Wertebereich für k ist kennzeichnend für Rührerströmungen, im oberen Bereich der Abbildung 4.7, links am Punkt $[x/T = 0,3; z/H = 0,8]$ liegt der Wert außerordentlich niedrig bei $0,00033 v_{tip}^2$. Auch Schäfer et al. [86] hat mit LDA-Messungen die höchsten Werte von k im Rührerstrahl gefunden ($0,08 v_{tip}^2$), die um den Faktor 40-200 höher waren als im Zentrum des Reaktors. Die örtliche Verteilung der TKE ähnelt der Geschwindigkeitsverteilung in Abbildung 4.6 insoweit, dass nur $2/3$ der Füllhöhe nennenswert durchströmt wird. Die Gradienten der TKE sind demgegenüber deutlich stärker ausgeprägt. Die Turbulenz geht dabei direkt vom Rührorgan aus und erstreckt sich annähernd gleichmäßig von der Höhe des Rührorgans nach oben und unten. Der Bereich der umgelenkten Sekundärströmung im Ringspalt ist nicht mit einer höheren Turbulenz verbunden, eine erhöhte TKE im Fluid ist nur im Rührerstrahl zu beobachten [21,42,87].

Die Drehfrequenzabhängigkeit der TKE ist in Abbildung 4.7, rechts dargestellt. Erneut sind zwei Kurvenschaaren zu erkennen, die sich den zwei Strömungstypen aus Abschnitt 4.2.3.1.1 zuordnen lassen. Durch die Normierung ist eine gute Übereinstimmung der einzelnen Ringspaltprofile zu erkennen, weshalb auch für alle Contour-Plots des Rührers eine räumliche Ähnlichkeit der Verteilung gemäß Abbildung 4.7, links angenommen werden kann. Der Unterschied zwischen Strömungstypen fällt derweil geringer aus. Bei $z/H > 0,4$ ist k beim Typ I $\sim 0,003 k/v_{tip}^2$ niedriger als bei Typ II. Das Turbulenzniveau liegt hier generell niedriger, was mit den Beobachtungen der mittleren Geschwindigkeiten korrespondiert, wo das Geschwindigkeitsniveau bei Typ I im Ringspalt höher war. Die bessere Durchströmung der Rohrschlangen nach dem Umschlagspunkt ist hier mit einem Anstieg der Turbulenz verbunden. Der Rührerstrahl als Region mit den stärksten Schwankungen wird nicht mehr abgelenkt und reicht hier weiter in den Ringspalt, wodurch eine höhere TKE gemessen wird. Gleichzeitig wird die Durchströmung der einzelnen Rohrreihen die Turbulenz noch weiter erhöhen, da durch die Verkleinerung des Strömungsquerschnittes die kinetische Energie und damit auch die TKE vergrößert wird.

4.2.3.1.3 Turbulente Energiedissipation

Bei der Betrachtung der turbulenten Energiedissipation sollen zunächst die beiden Methoden zur experimentellen Bestimmung an einem Ort gegenübergestellt werden. Später erfolgt die Untersuchung von ε an unterschiedlichen Orten und bei mehreren Drehfrequenzen. Die Profile der Energiedissipation für dim- (grün) und sgs-Modell (blau) sind in Abbildung 4.8 dargestellt. Die Normierung erfolgt über ε_{ges} , gezeichnet sind die Kurven für 146, 195 und 389 rpm bzw. $Re = 7.500, 10.000$ und 20.000 , womit Verläufe des Typs I und II des 6BS sowie eine Verdoppelung der Reynolds-Zahl innerhalb des Typ II diskutiert werden können. Die absoluten Energieeinträge im Drehfrequenzbereich unterscheiden sich derweil erheblich, bei einer Vervierfachung der Drehfrequenz nimmt der Energieeintrag um den Faktor 70 zu ($\varepsilon_{ges} = 4$ bzw. $295 \frac{mW}{kg}$ bei 97 und 389 rpm).

Auffällig ist der erhebliche Unterschied zwischen den Ergebnissen der verschiedenen Dissipations-Modelle. Im Ringspalt betragen die Maxima $\left(\varepsilon/\varepsilon_{ges}\right)_{dim,max} = 2,4$ und $\left(\varepsilon/\varepsilon_{ges}\right)_{sgs,max} = 0,4$, dort unterscheiden sich die örtlichen Maxima um den Faktor 6. Ähnliche Untersuchungen anderer Autoren beziehen sich primär auf die Abläufe in Rührernähe, jedoch wurden auch dort ähnliche Abweichungen der Abschätzungsmodelle gefunden [88–90].

Der örtliche Verlauf wird von beiden Modellen ähnlich wiedergegeben. Das Maximum liegt konsequent auf Höhe des Rührorgans bei $z/H = 0,3$ und fällt nach oben und unten annähernd symmetrisch ab, wie es auch zuvor bei der TKE beobachtet wurde. Die Profile des dim-Modells lassen auch zwischen den Strömungstypen I und II unterscheiden. Durch die direkte Abhängigkeit vom Turbulenzgrad k des dim-Modells (Gl. 4.8) sind die Kurvenverläufe größenverschieden, aber identisch. Demgegenüber stimmen die Kurven des sgs-Modells (blau) sowohl innen als auch außen durch die Normierung in guter Näherung überein, der charakteristische Umschlagspunkt ist andeutungsweise durch eine höhere Dissipation bei $0,4 z/H$ für das Profil bei 146 rpm auszumachen.

Aus mehreren Veröffentlichungen [91–94] zu den verschiedenen Energiedissipationsmodellen aus PIV Daten ist bekannt, dass das dim-Modell mit einem konstanten Wert

für Λ die Energiedissipation im Außenbereich des Behälters tendenziell überschätzt - auch die eigenen Messergebnisse scheinen dies zu untermauern.

Daher wurde die Energiedissipation mit dem LES-PIV Modell gezielt bei den Drehfrequenzen vor und nach dem Umschlagspunkt in der Rohrschlangenregion untersucht. Abbildung 4.9 zeigt den Contour-Plot (links) und die Dissipationsprofile (rechts) im relevanten Anströmbereich von $z/H = 0,1$ bis $0,6$.

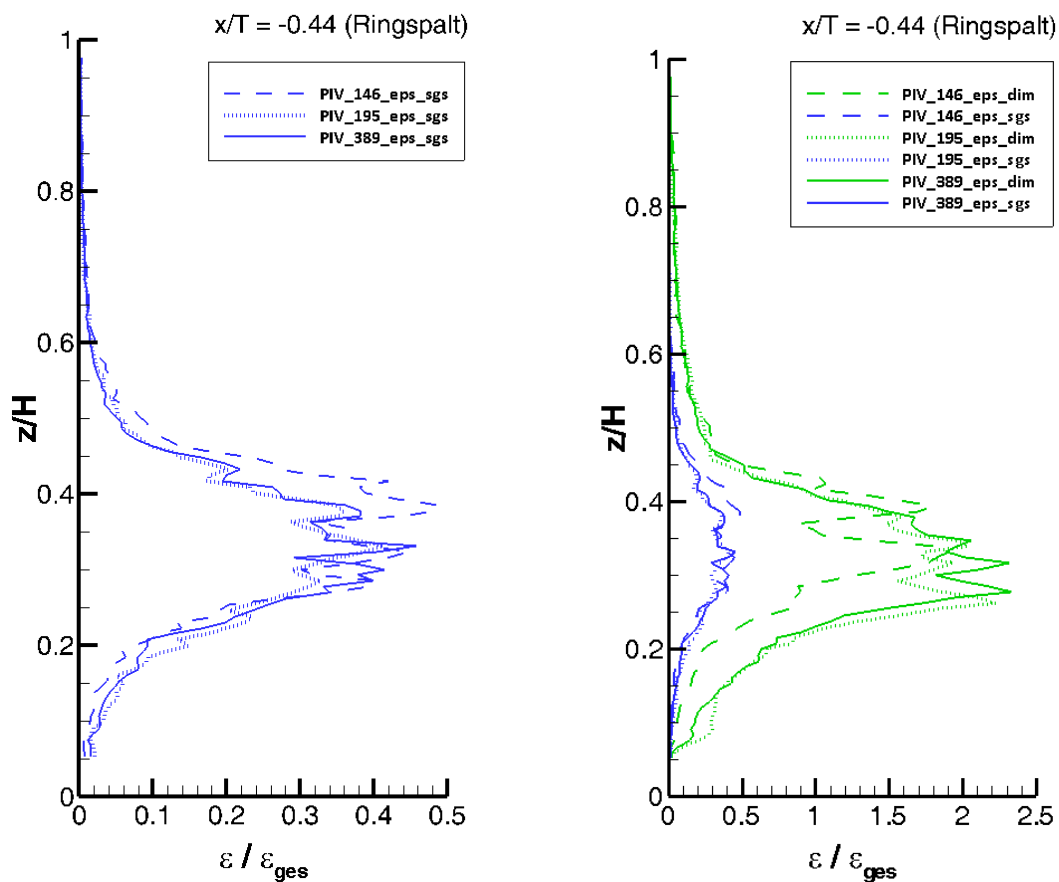


Abbildung 4.8: Energiedissipationsprofile in Ringspalt für den 6BS für dim-Modell (grün) und sgs-Modell (blau). Zur Verdeutlichung der Größenverhältnisse ist das sgs-Modell in beiden Abbildungen, jedoch anders skaliert, gezeichnet

Der Contour-Plot bei $Re = 10.000$ nach dem Umschlagspunkt zeigt, dass sich die relevanten Bereiche der Energiedissipation auf den radialen Rührerstrahl entlang der primären Förderrichtung begrenzen. Die Skalierung wurde so gewählt, dass die Bereiche hinter der Rohrschlangendurchströmung in der Mitte der Farbskala (hier $\varepsilon / \varepsilon_{ges} = 0,3$) liegen. Bei der gewählten Skalierung tritt die stark inhomogene räumliche Verteilung der Energiedissipation deutlich hervor. Der Großteil der Energie wird in der Region um den Rührer dissipiert, was auch dem allgemeinen Kenntnisstand entspricht [21].

Ergänzend ist in Abbildung 4.10 das horizontale Energiedissipationsprofil auf Rührerhöhe ($z/H = 0,33$) gezeichnet. Dort wird unmittelbar deutlich, dass der Großteil der eingetragenen Energie am Rührerblatt dissipiert wird. Für die Drehfrequenz bei 389 rpm liegt Maximum bei $\varepsilon/\varepsilon_{ges} = 16,6$ und fällt bis $-0,3 z/H$ auf $\varepsilon/\varepsilon_{ges} < 1$ ab. Hinsichtlich der Drehfrequenzen ist kein deutlicher Effekt zu erkennen, da das Profil der niedrigsten Drehfrequenz von 146 rpm zwischen den übrigen Profilen liegt.

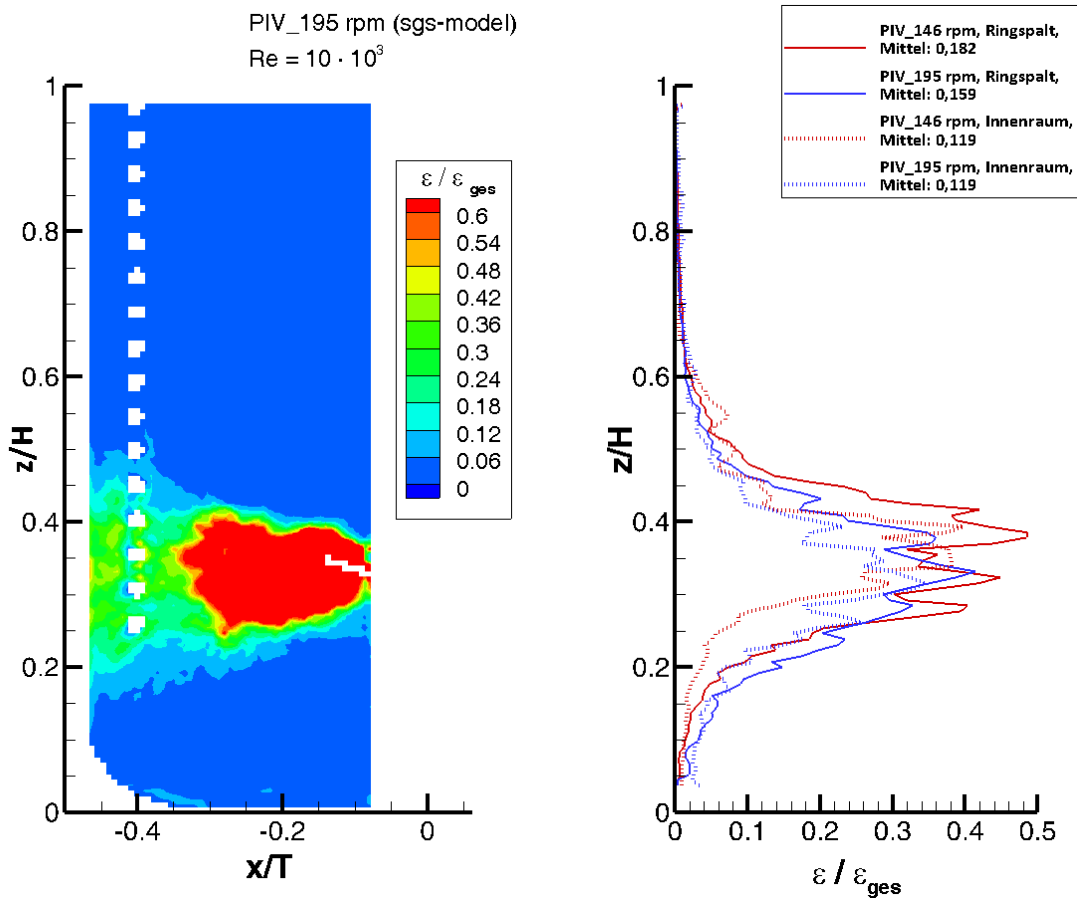


Abbildung 4.9: Normierte Energiedissipation nach dem sgs-Modell für den 6BS. Links: Contour-Plot vom Vertikalschnitt bei 195 rpm ($\varepsilon_{ges} = 0,039$ W/kg). Rechts: Dissipationsprofile für das sgs-Modell im Innen- und Außenraum beim Umschlagspunkt

Der Contour-Plot zur TKE in Abbildung 4.7 (links) wurde ebenfalls für k/v_{tip}^2 mit Augenmerk auf die Region hinter der Durchströmung skaliert, zeigt jedoch eine geringere Dynamik. Das Dissipationsfeld ist daher noch stärker auf den Rührerstrahl begrenzt als das Turbulenzfeld. Die TKE ist anders als die normierte Energiedissipation bis zu einer Höhe von $z/H = 0,6$ im Reaktorraum als relevante Größe erkennbar und folgt auch den umgelenkten Sekundärströmungen bzw. oberen und unteren Zirkulationsschleifen.

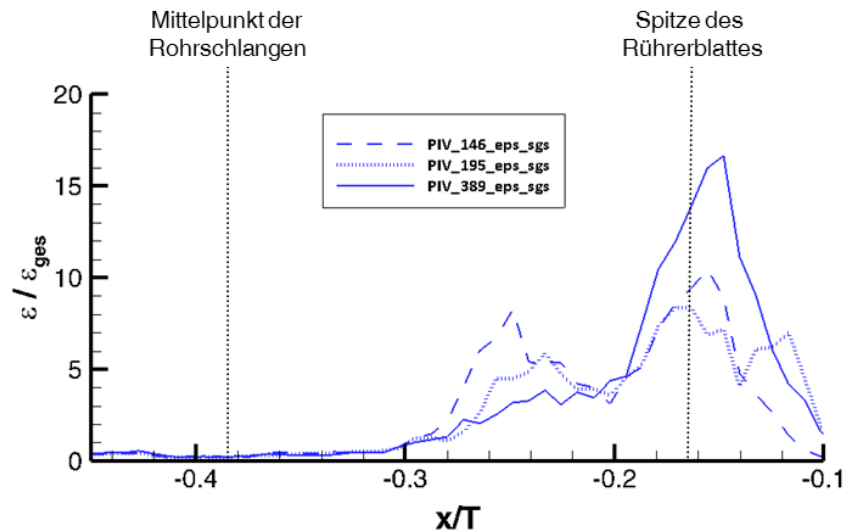


Abbildung 4.10:
Energiedissipationsprofile für den 6BS in der Horizontalebene auf Rührerhöhe ($z/H = 0,33$)

Letztlich soll noch die Energiedissipation am Umschlagspunkt genauer untersucht werden. Abbildung 4.9 (rechts) stellt dazu die Dissipationsprofile im Innen- bzw. Außenraum sowie vor- und nach dem Umschlagspunkt komprimiert gegenüber. Die Abbildung zeigt die Dissipationsprofile vor (rote Linien) und nach dem Umschlagspunkt (blaue Linien). Zusätzlich wurden für jedes Profil die Mittelwerte (*Means*) für $\varepsilon / \varepsilon_{ges}$ im Bereich 0,1 bis 0,6 z/H in der Umgebung des Freistrahls berechnet. Beim Durchgang des Fluids durch Rohrreihen (gepunktet \rightarrow solid) nimmt die örtliche Dissipation in beiden Fällen zu (+50% und +33% bei 146 bzw. 195 rpm bezogen auf die Mittelwerte der Profile).

Die blauen Linien liegen dort niedriger als die roten Linien, was bedeutet, dass die normierte Energiedissipation in der Rohrschlangenregion nach dem Umschlagspunkt eher niedriger ist (Ringspalt: -14 %). Dies ist auffällig, da in Abbildung 4.7 eine Zunahme der TKE nach dem Umschlagspunkt beobachtet wurde. Diese Abweichung bestätigt, dass Turbulenz- und Dissipationsfeld nicht in unmittelbarem Zusammenhang stehen. Auch wenn beide prinzipiell auf die Region des Rührerstrahls begrenzt sind, weisen die jeweiligen Felder eine spezielle Verteilungscharakteristik im Behälter auf. Dadurch wird auch der Ansatz des dim-Modells in Gl. 4.8 geschwächt, wo k und ε in einem direkten Zusammenhang stehen. Ein komplexerer Zusammenhang in Form von gekoppelten Differenzialgleichungen als Erweiterung der Navier-Stokes Gleichung entspricht demnach eher der Realität.

4.2.3.2 Schrägblattrührer (SBR)

4.2.3.2.1 Mittlere Strömungsfelder

Das Strömungsbild des Schrägblattrührers ist als Contour-Plot in Abbildung 4.11 dargestellt. Es handelt sich um einen primär axial, nach unten fördernden Rührer, der die Flüssigkeit entlang der Rührwelle ansaugt und zum Boden hin weitertransportiert. Bei diesem Rührertyp bildet sich im betrachteten Vertikalschnitt daher tendenziell eine große Zirkulationsströmung (hier im Uhrzeigersinn) aus. Der ausgehende Rührerstrahl mit einem Maximum von $\sim 0,5 v_{tip}$ wird dabei früh im 45° Winkel umgelenkt und strömt ab $z/H > 0,2$ aufwärts. Die Hauptströmung tritt teils unterhalb der RS und teils durch die unteren Wendeln in den Ringspalt ein. Ein weiterer Teil wird bereits vor den RS abgelenkt und strömt im Innenraum aufwärts.

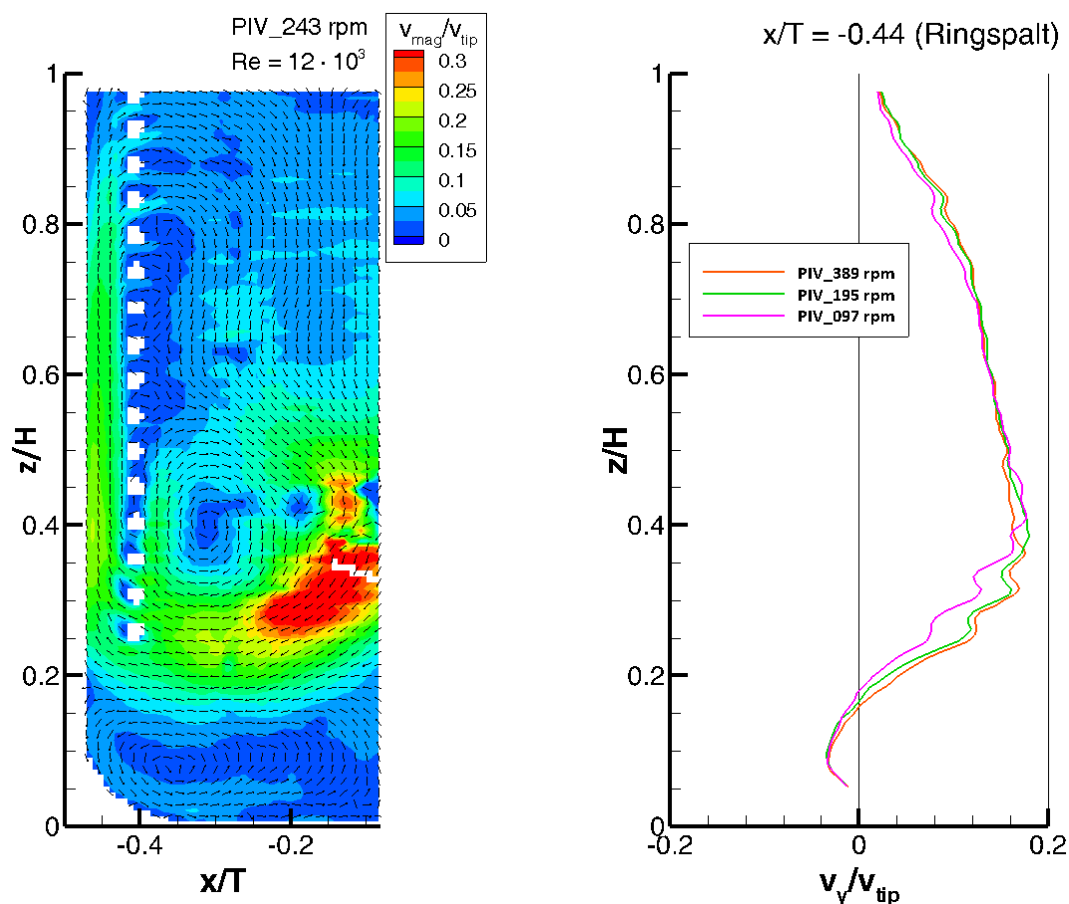


Abbildung 4.11: Links: Strömungsbild der SBR im Vertikalschnitt. Rechts: Geschwindigkeitsprofil der Vertikalkomponente v_y im Ringspalt. Die Hervorhebung der Vertikalkomponente zeigt eine Umkehrung der Strömungsrichtung am Reaktorboden

Unterhalb dieses Punktes bildet sich eine zweite kleine Zirkulation in entgegengesetzter Richtung, die nur minimal durchströmt wird ($\sim 0,1 v_{tip}$). Zur Hervorhebung zeigt Abbildung 4.11 (rechts) das Geschwindigkeitsprofil im Ringspalt abweichend zur den bisherigen Profilen nur für die vertikale v_y -Komponente. Unterhalb $z/H > 0,19$ wird die Komponente negativ und kennzeichnet die Umkehrung der Strömungsrichtung am Gefäßrand. Die Ausbildung dieser zweiten Zirkulation wurde bereits öfter direkt unterhalb des Rührers beobachtet und kann ein Problem bei der Suspendierung von Feststoffen darstellen [24]. Eine Untersuchung von Kresta et al. [95] in einem voll bewährten Reaktor beschreibt die Ausbildung einer schwachen, zweiten Zirkulation erst bei größeren Bodenabständen ($C = T/2$), wobei das Strömungsprofil hin zu einer stärker radialen Komponente verändert wird. Durch die Einführung der helikalen Rohrschlangen wird hier eine ähnliche ungünstige Veränderung des Strömungsbildes beobachtet, bei dem sich die untere, zweite Zirkulation bis zum Gefäßrand ausbreitet.

Vor den Rohrschlangen bildet sich leicht oberhalb des Rührers ein stehender Wirbel mit dem Zentrum bei $z/H = 0,4$ und $x/T = 0,3$ aus. Der Ringspalt selber wird bis zu $z/H = 0,8$ gleichmäßig von unten nach oben durchströmt. Oberhalb $z/H = 0,8$ nahe der Flüssigkeitsoberfläche beginnt die Rückströmung aus dem Ringspalt in das Reaktorinnere. Der obere Bereich wird von der Zirkulation nur wenig erfasst und zeigt ruhige Strömungsverhältnisse ($\sim 0,1 v_{tip}$). Durch den primär vertikalen Flüssigkeitstransport werden die Spalte zwischen den einzelnen Rohrreihen nur wenig durchströmt. Die Ausnahme bilden die RS 1-3 und 14-16 durch den unteren und oberen Rand der großen Zirkulationsströmung.

Abbildung 4.12 zeigt die Geschwindigkeitsprofile in Ringspalt und Innenraum für die Drehfrequenzen 97 bis 398 rpm bzw. Reynolds-Zahlen $5 \cdot 10^3$ bis $20 \cdot 10^3$. Im Ringspalt ist leicht oberhalb des Rührers die Strömungsgeschwindigkeit am höchsten und fällt bis $0,7 z/H$ langsam, ab dann zügig bis zur Flüssigkeitsoberfläche ab. Unterhalb der Rührerhöhe fällt die Geschwindigkeit schnell bis $0,19 z/H$ ab. Nur der Rand der unteren, Sekundärzirkulation zeigt eine kleine Zunahme. Ein Einfluss der Drehfrequenz ist kaum vorhanden, einzig an der untersten Rohrwendel ($0,25 z/H$) nimmt die Intensität mit der Drehfrequenz zu. Im Innenraum liegt die Hauptintensität zwischen $z/H = 0,3$ bis $0,5$ im

stehenden, inneren Wirbel und lässt mit steigender Drehfrequenz nach. Oberhalb sind die Durchströmungen der Rohrabstände als deutliche Spitzen zu erkennen.

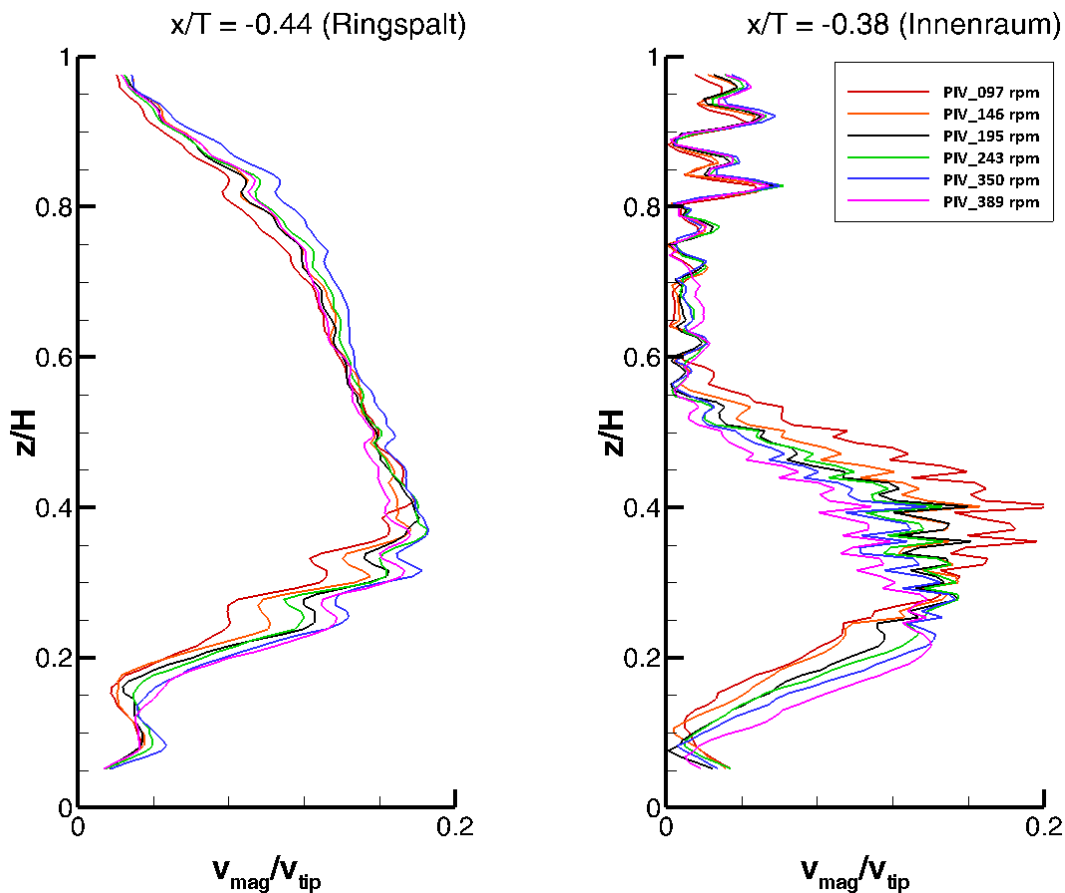


Abbildung 4.12: Geschwindigkeitsprofile in Ringspalt und Innenraum für den SBR bei ansteigender Drehfrequenz

Bezüglich der Drehfrequenz liegt kein Umschlagspunkt mit sichtbarer Änderung des Strömungsbildes vor. Der stehende, innere Wirbel vor den Rohrschlangen wird jedoch mit steigender Drehfrequenz schwächer und verstärkt die untere Sekundärströmung. Nach Kresta et al. [95] erfolgt die Skalierung der Geschwindigkeitsprofile erst mit voll ausgebildeter Turbulenz ab $Re > 2 \cdot 10^4$. Das Hauptströmungsbild des SBR ändert sich im vorliegenden Fall nicht mit der Drehfrequenz. Eine leichte Intensitätsverschiebung liegt nur hinsichtlich der Störungen des Strömungsbildes (stehender Wirbel und sekundäre Zirkulation) vor.

4.2.3.2.2 Turbulente kinetische Energie

Die normierte TKE für den SBR ist in Abbildung 4.13 als Contour-Plot (links) und Turbulenzprofil im Ringspalt (rechts) dargestellt. Der höchste gefundene Wert mit

$k = 0,23 v_{tip}^2$ im Rührerstrahl ist deutlich höher gegenüber vergleichbaren Untersuchungen mit Werten von 0,04 bis 0,085 v_{tip}^2 [17] bzw. mit bis zu 0,06 v_{tip}^2 [14]. Diese Arbeiten betrachteten gezielt die Turbulenz und Wirbelablösung (*trailing vortices*) am Rührblatt, mit optimierten Einstellungen der PIV für diese Messregion. Die eigenen Messungen wurden auf den Bereich der Rohrschlangenregion hin optimiert (*time between pulses*), weshalb in Bereichen schnellerer Partikelbewegungen (wie sie am Rührorgan auftreten) mit einer zunehmend fehlerbehafteten Vektorerkennung zu rechnen ist. Weiterhin spielt die genaue Geometrie des Rührorgans bei der Turbulenzerzeugung eine große Rolle, da z.B. kantige gegenüber abgerundeten Flächen an der Blattspitze eine höhere Turbulenz und Energiedissipation induzieren [21], wobei auf die genaue Ausführung der verwendeten Rührorgane in den Veröffentlichungen in der Regel nicht eingegangen wird und immer eine Restunsicherheit beim Vergleich ähnlicher Rührer erhalten bleibt.

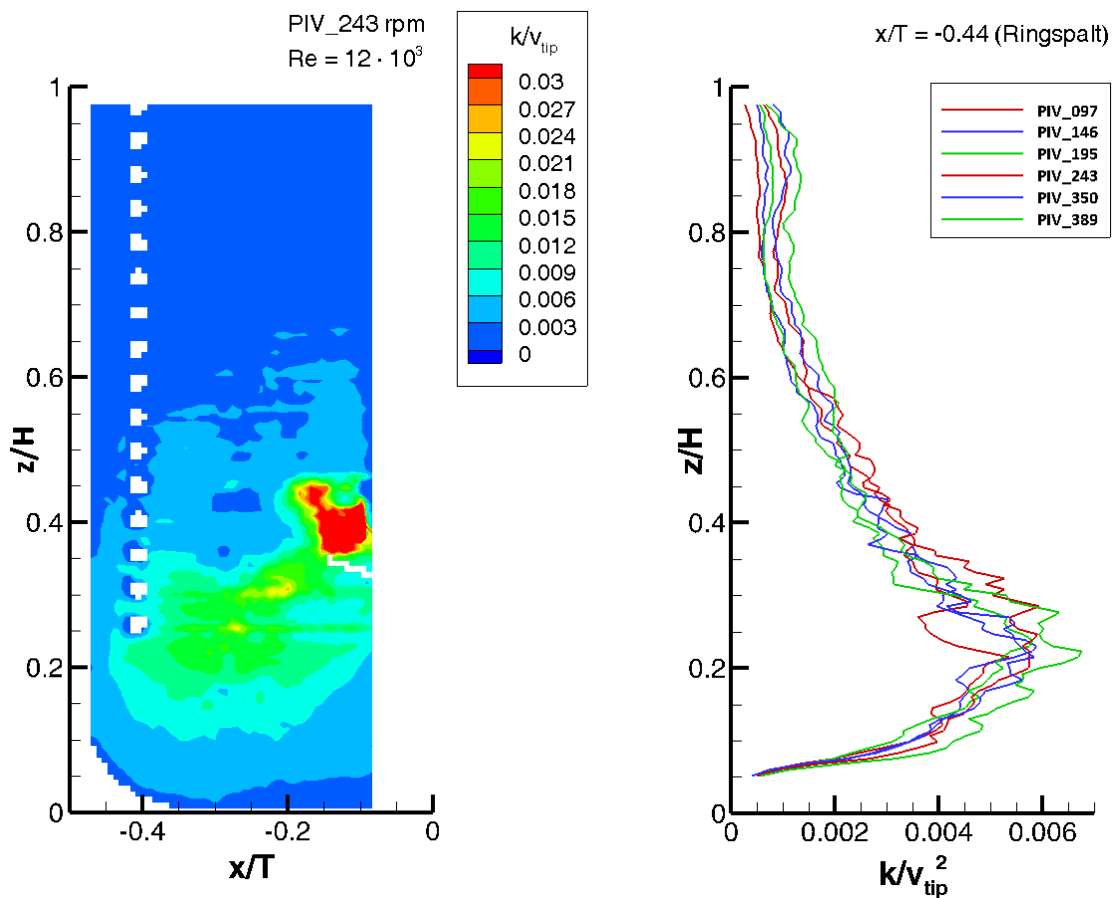


Abbildung 4.13: Contour-Plot (links) und Turbulenzprofil (rechts) der TKE für den SBR

Die TKE im Reaktor aus Abbildung 4.13, links weist eine stark inhomogene Verteilung auf und ist auf den Bereich des ausgehenden Rührerstrahles begrenzt. Im oberen Drittel

des Reaktors ist die TKE außerordentlich niedrig mit $k < 0,003 v_{tip}^2$. Die Turbulenzprofile in Abbildung 4.13 (rechts) zeigen eine gute Skalierung der TKE mit v_{tip}^2 . Bezüglich der Turbulenz ist entsprechend keine Drehfrequenzabhängigkeit zu beobachten. Im Ringspalt hat die TKE auf Höhe der untersten Rohrschlange ein lokales Maximum mit $\sim 0,005 v_{tip}^2$ und sinkt bis $z/H = 0,8$ auf $\sim 0,001 v_{tip}^2$ ab. Die aufwärts gerichtete Strömung im Ringspalt ist mit nur einer geringen lokalen Turbulenz verbunden, welche die Gesamtleistung der dortigen Wärmeübertragung einschränkt.

4.2.3.2.3 Turbulente Energiedissipation

Die Abbildung 4.14 (links) stellt die unterschiedlichen Modelle zur Bestimmung der Energiedissipation bei drei verschiedenen Drehfrequenzen gegenüber. Auch hier liegen Maxima des dim-Modells um das 5fache (97 rpm) bis zum 7fachen (389 rpm) höher als die des sgs-Modells. Die Dissipationsprofile des dim-Modells skalieren hier trotz Normierung über ε_{ges} nur bedingt mit der Drehfrequenz, sondern steigen weiter an.

Auch hinsichtlich der Lage der Maxima zeigen sich Unterschiede. Im dim-Modell liegen die Maxima bei $\sim 0,2 z/H$ unter der ersten Rohrwindung, im sgs-Modell bei $\sim 0,28 z/H$ bereits in Höhe des Ringspalts. Sowohl in Form als auch Größenordnung unterscheiden sich die Dissipationsprofile von sgs- und dim-Modell.

Da vom dim-Modell bekannt ist, dass es in rührerfernen Regionen zu niedrige Werte liefert [94], wurde eine detaillierte Betrachtung der Dissipationsenergie im Rohrschlangenbereich mit dem sgs-Modell bei der höchsten und niedrigsten Drehfrequenz durchgeführt. Die Profile in Abbildung 4.14 (rechts) für 97 rpm/Re = 5.000 sind in rot, die bei 389 rpm/Re = 20.000 in blau dargestellt. Die solid-Linien im Ringspalt zeigen oberhalb der Rührerhöhe 0,3 z/H eine gute Übereinstimmung, unterhalb ist das Profil bei 389 rpm stärker ausgeprägt, mit einem intensiven Maximum bei 0,28 z/H im Spalt der ersten und zweiten Rohrreihe. Dies korreliert mit der Verstärkung des Sekundärkreislaufes am Gefäßboden (Abbildung 4.12) bei steigender Drehfrequenz, wobei ein größerer Anteil der Energiedissipation auf diesen ungünstig abgelenkten Teil des Rührerstrahles entfällt. Trotz dessen steigt $\varepsilon/\varepsilon_{ges}$ zwischen 97 und 389 rpm im Mittel um 36% im Ringspalt und 13% im Innenraum an. Auf der Innenseite der Rohrschlangen (gepunktete Linien) lässt oberhalb 0,3 z/H die Intensität für höhere

Drehfrequenzen nach, wogegen im unteren Drittel eine leichte Zunahme zu beobachten ist.

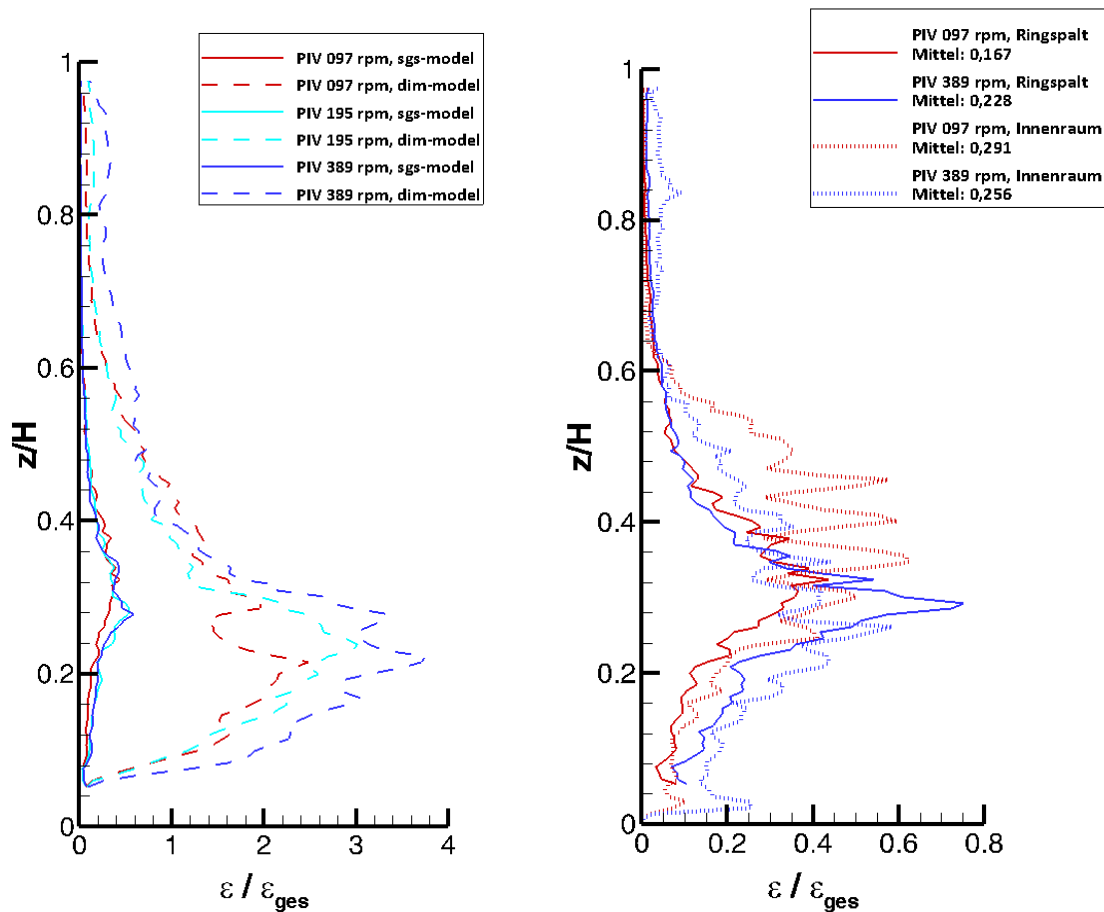


Abbildung 4.14: Links: Vergleich der Dissipationsprofile von dim- und sgs-Modell bei verschiedenen Drehfrequenzen. Rechts: Dissipationsprofile für Innen- und Außenraum bei 97 und 389 rpm in Ringspalt und Außenraum für das sgs-Modell

Zur genaueren Herausarbeitung wurden die Profile um die Contour-Plots des Gesamt-Querschnitts ergänzt (Abbildung 4.15). Obwohl sich die absoluten Werte der Dissipation mit $(\varepsilon_{ges})_{97rpm} = 1 \frac{mW}{kg}$ und $(\varepsilon_{ges})_{389rpm} = 54 \frac{mW}{kg}$ um den Faktor 50 unterscheiden, ist die räumliche, normierte Verteilung vergleichsweise ähnlich. Die höchsten Dissipationswerte von $\varepsilon / \varepsilon_{ges} = 19,4$ werden im Rührerstrahl gefunden. Durch die gemeinsame Farbskala tritt der Bodenbereich ($z/H < 0,1$) mit dem Sekundärwirbel als Region höherer Dissipation ($> 0,1 \varepsilon_{ges}$) deutlich hervor. Nach oben hin ändert sich die Dissipation dagegen wenig bzw. nimmt sogar leicht ab (vgl. Abbildung 4.14, rechts). Der höhere Energieeintrag bei 389 rpm wird daher zunehmend im ungünstigen unteren Sekundärwirbel umgesetzt. In der oberen Hälfte des Reaktors bleibt dagegen

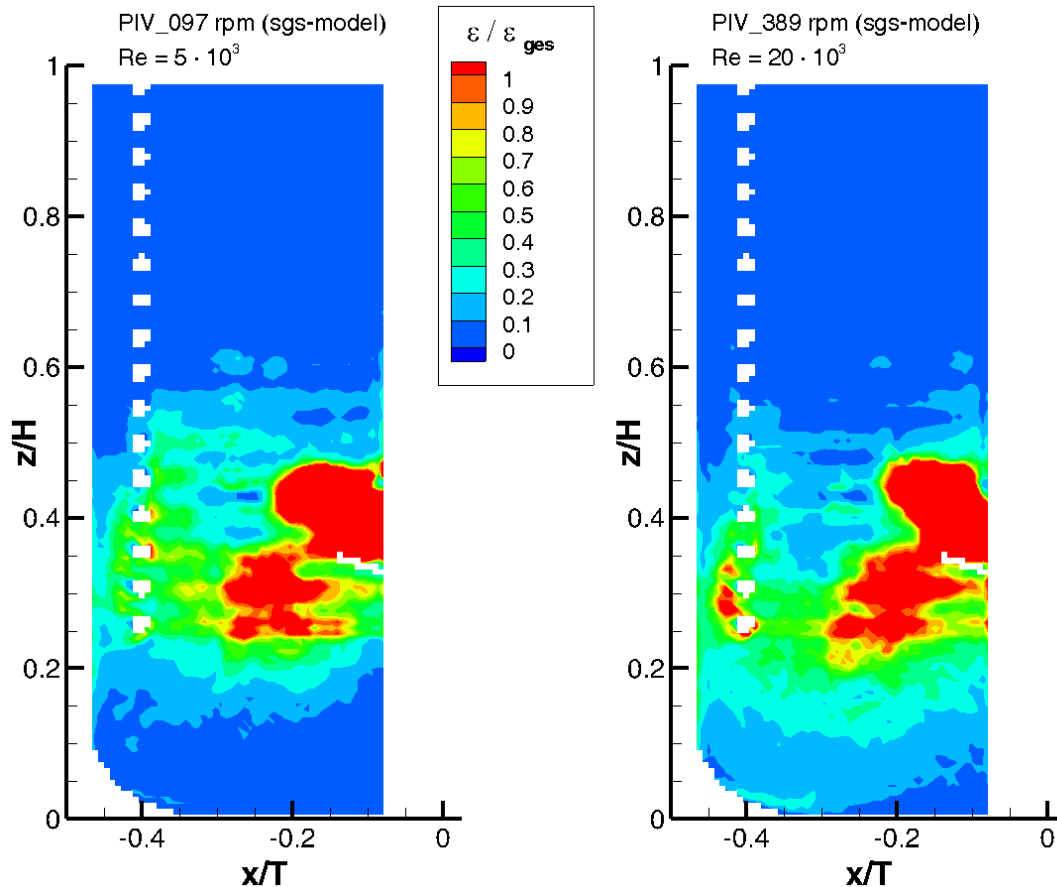


Abbildung 4.15: Normierte Energiedissipation nach dem sgs-Modell für den SBR bei 97 rpm (links) und 389 rpm (rechts)

unabhängig von der Drehfrequenz die Dissipation außerordentlich niedrig ($< 0,05 \varepsilon_{ges}$). Hervorzuheben ist jedoch die Region um die erste Rohrreihe bei 389 rpm, da dort eine signifikant höhere Dissipation gefunden wird ($> 1 \varepsilon_{ges}$), die sowohl vor der Rohrreihe als auch im Nachlauf der dortigen Strömung eine intensive Umströmung der ersten Rohrschlange indiziert.

Zur Verbesserung der Turbulenz ist eine Erhöhung der Drehfrequenz nicht förderlich. Vielmehr wird der höhere Energieeintrag als Dissipation im unteren Sekundärwirbel umgesetzt und steht weder zur Dispergierung etwaiger Zweitphasen, noch zur Verbesserung des Wärmeüberganges an den Rohrschlangen zur Verfügung.

4.2.3.3 Blattrührer (BR)

4.2.3.3.1 Mittlere Strömungsfelder

Abbildung 4.16 zeigt das gemessene Strömungsbild des Blattrührers bei 243 rpm bzw. $Re = 12.500$ als Contour-Plot. Mit dem Bodenabstand der Unterkante des Rührers $C_1/T = 0,3$ und der Rührblatthöhe $H_1/T = 0,3$ befindet sich das Rührorgan in der Mitte der

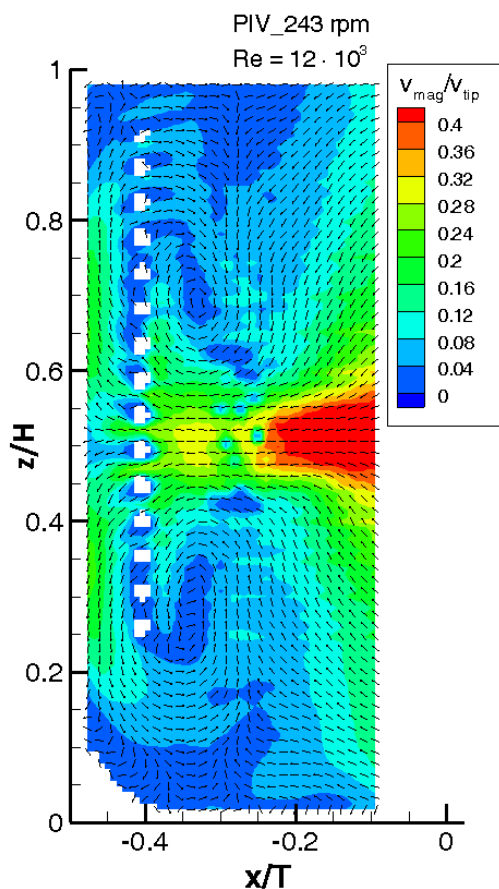


Abbildung 4.16: Strömungsbild des BR im Vertikalschnitt

Reaktorhöhe. Von dort aus wird die Flüssigkeit radial nach außen beschleunigt und trifft direkt auf die Innenseite der Rohrschlangen. Von der Mitte aus teilt sich der Rührerstrahl in einen oberen und unteren Zirkulationskreislauf mit einer Symmetrieachse entlang $z/H = 0,5$.

Der intensive Radialstrahl wird an den Rohrschlangen in axial-Richtung umgelenkt und in Ringspalt und Innenraumströmung aufgeteilt. Die Strömung im Ringspalt ist stärker ausgeprägt und reicht von der Mitte bis 0,8 bzw. 0,2 z/H . Der Innenraum-Strom reicht nur bis 0,7 bzw. 0,3 z/H . Die Ringspaltströmung fließt unterhalb der Rohrschlangen in den Innenraum zurück.

Im oberen Teil tritt der Strom durch die

Rohrschlangen ab 0,8 z/H wieder in den Innenraum ein. Das Rührorgan selbst erzeugt einen starken Sog, der sich durch die intensive achsennahe Strömung (rechter Bildrand) auszeichnet, die bereits eine merkliche, radial nach außen gerichtete Komponente aufweist. Die maximale Geschwindigkeit im Radialstrahl beträgt $0,53 v_{tip}$ - im Ringspalt und Sogbereich liegen Geschwindigkeiten von $0,2 v_{tip}$ vor. Nicht durchströmt ($< 0,04 v_{tip}$) werden nur die oberen und unteren Bereiche der Randbereiche des Reaktors ($> 0,9$ bzw. $< 0,1 z/H$). Insbesondere der untere Zirkulationskreislauf ist hier

nicht über das fördernde Rührorgan geschlossen. Vor dem Sogbereich kommt es nach der Durchströmung des Ringspalts zu einem Kurzschluss mit Bildung eines inneren Wirbels ($\sim 0,35 z/H$ und $-0,23 x/T$). Im oberen Kreislauf ($\sim 0,75 z/H$ und $-0,23 x/T$) ist ein ähnlicher Kurzschluss zu beobachten, jedoch mit geringerer Intensität.

Durch die ausgeprägte radiale Komponente und die hohe Lage des Rührorgans bilden sich bei diesem Rührertyp bei Drehfrequenzen >243 rpm früh Rührertromben aus. Aufgrund der eintretenden Oberflächenbegasung konnten ab diesem Punkt keine weiteren PIV-Messungen bei höherer Drehfrequenz durchgeführt werden.

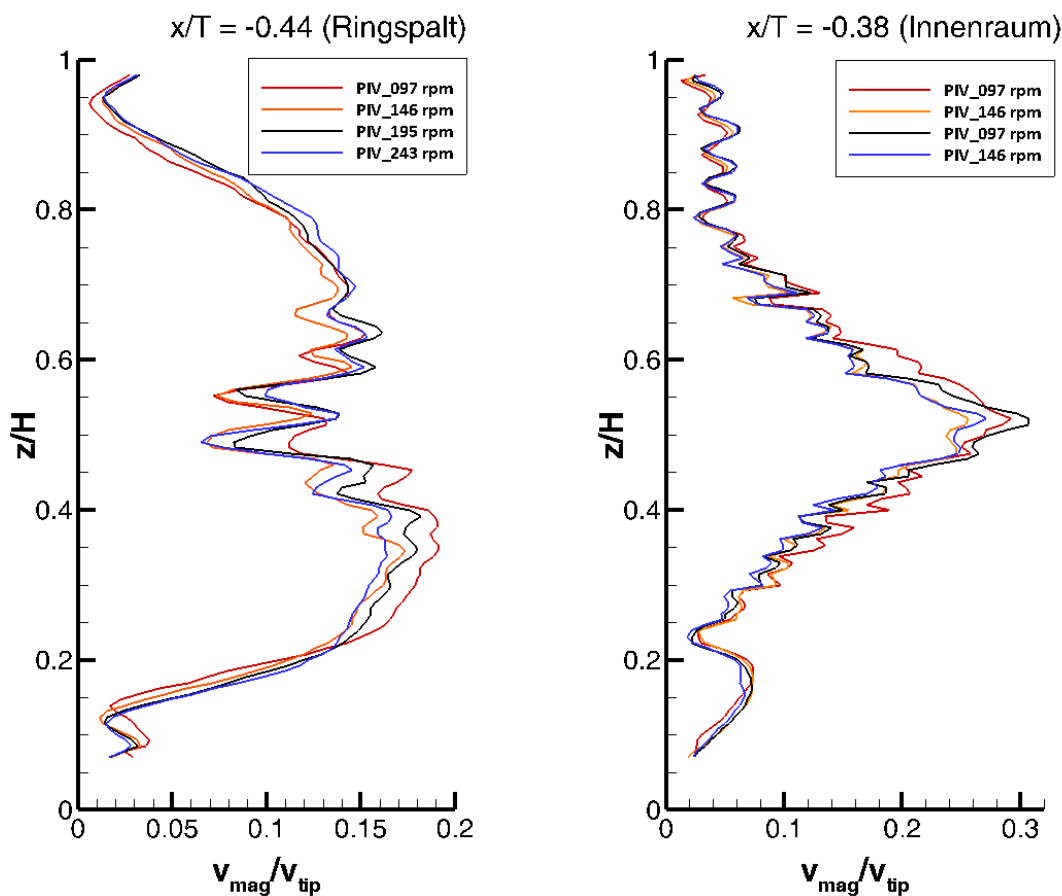


Abbildung 4.17: Geschwindigkeitsprofile in Ringspalt (links) und Innenraum (rechts) für den BR bei ansteigender Drehfrequenz

Die Drehfrequenzabhängigkeit der Strömungsprofile ist in Abbildung 4.17 dargestellt. Zwischen den einzelnen Drehfrequenzeinstellungen kann kaum unterschieden werden. Die Strömungsprofile skalieren in hohem Maße mit v_{tip} . Das Profil im Innenraum (rechts) zeigt von der Mitte bei $0,5 z/H$ mit $\sim 0,25 v_{tip}$ einen fast linearen Abfall der Geschwindigkeit nach oben und unten bis $\sim 0,04 v_{tip}$. Oben zeigt sich am

wellenförmigen Verlauf die Rückströmung durch die Spalte der Rohrwindungen, unten die Rückströmung unterhalb der Rohrschlangenreihe. Die Profile im Ringspalt sind leicht asymmetrisch, da die untere Zirkulation minimal stärker ausgeprägt ist sowie eine leichte Drehfrequenzabhängigkeit vorliegt. Der Ringspalt wird hier auf ganzer Höhe effektiv durchströmt ($> 0,1 v_{tip}$).

4.2.3.3.2 Turbulente kinetische Energie

Abbildung 4.18 zeigt den Contourplot (links) sowie die Turbulenzprofile für den Blattrührer. Die räumliche Verteilung der TKE ähnelt stark dem Geschwindigkeitsfeld in Abbildung 4.17. Die höchsten Werte für k werden mit $0,07 v_{tip}^2$ im Rührerstrahl gefunden. Das Feld zeigt eine deutliche Symmetrie entlang der vertikalen Mittelachse bei $z/H = 0,5$ entlang des radialen Rührerstrahles. Hohe Werte für TKE bleiben dabei auf die Region des Rührerstrahles begrenzt, mit Werten von $k > 0,03 v_{tip}^2$ bis vor die Rohrschlangen und $< 0,25 v_{tip}^2$ hinter den Rohrschlangen. Außerhalb des Rührerstrahls fällt die Turbulenz in Vertikalrichtung rasch ab.

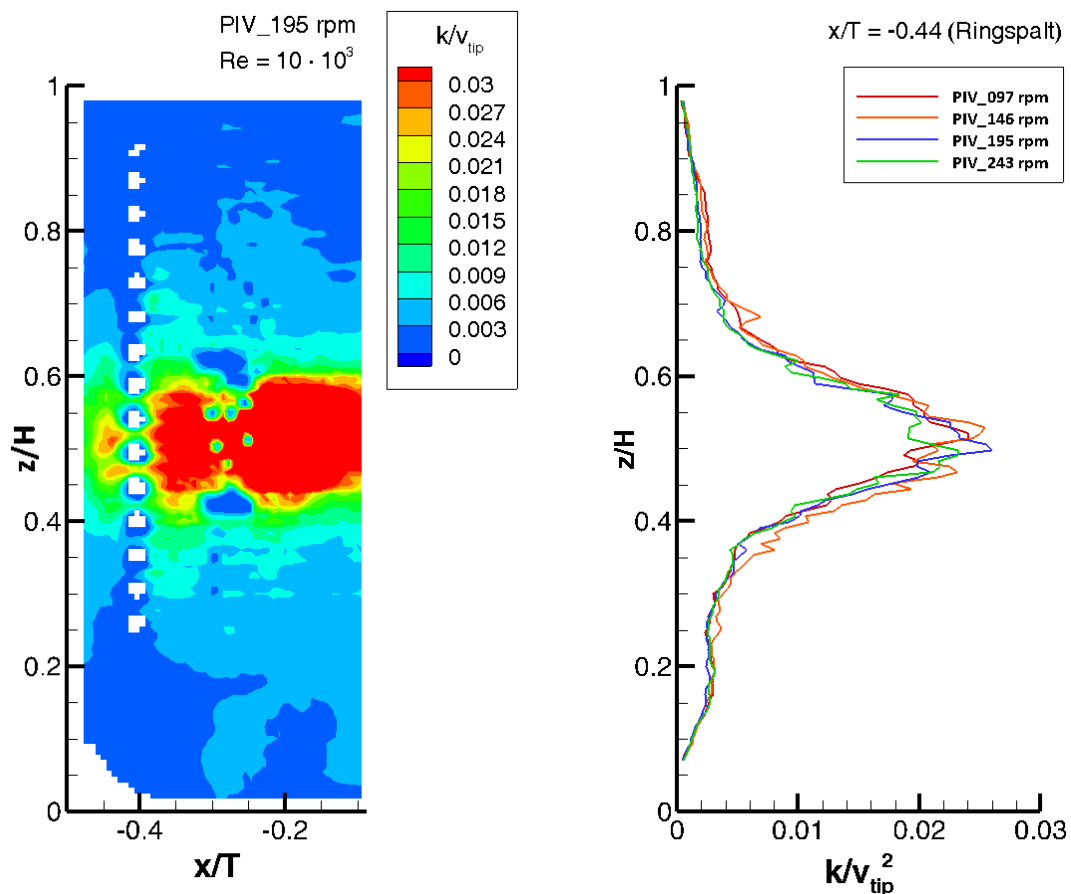


Abbildung 4.18: Contour-Plot (links) und Turbulenzprofil (rechts) der TKE für den BR

Die umgelenkten Strömungswege im Ringspalt zeigen eine deutlich geringere TKE, obwohl die Strömung an dieser Stelle bis an das obere bzw. untere Ende der Reaktorhöhe reicht. Minimal höhere Werte von $>0,01 v_{tip}^2$ finden sich dagegen im Bereich der Kurzschlusswirbel und im Sogbereich des Rührers. Der oberste Teil des Reaktors ($>0,85 z/H$) weist selbst bei der Durchströmung der Rohrschlängenspalte keine nennenswerte Turbulenz auf ($k < 0,003 v_{tip}^2$).

Die Turbulenzprofile in Abbildung 4.18 (rechts) skalieren in hohem Maße mit v_{tip}^2 , ein Einfluss der Drehfrequenz auf die TKE ist nicht zu erkennen. Für das Profil im Ringspalt finden wir die höchste TKE auf Höhe des Rührerstrahls bei $0,5 z/H$ mit $\sim 0,22 v_{tip}^2$. Nach oben und unten fällt k schnell ab.

4.2.3.3.3 Turbulente Energiedissipation

Abbildung 4.19 zeigt die normierten Dissipationsprofile im Ringspalt des BR für das dim-

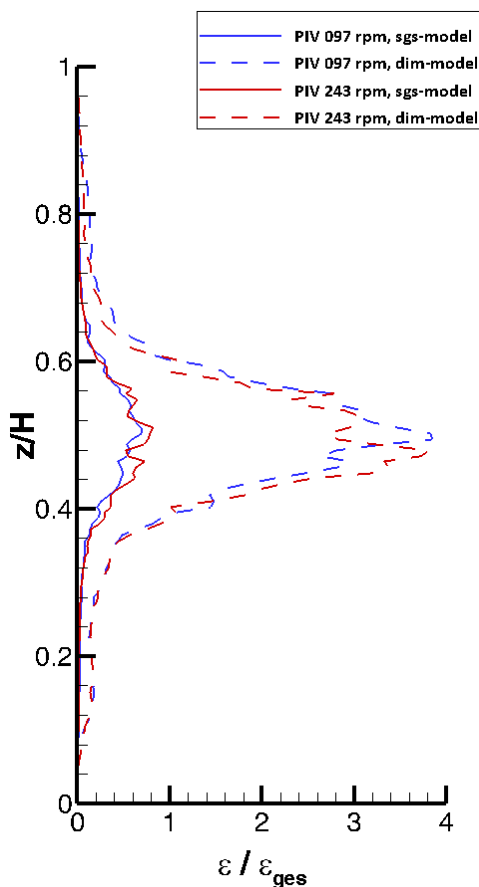


Abbildung 4.19: Vergleich der Dissipationsprofile von dim- und sgs-Modell bei verschiedenen Drehzahlen für den BR

und sgs-Modell bei der höchsten (rot) und niedrigsten (blau) Drehfrequenz. Die mittleren Leistungseinträge unterscheiden sich hier erheblich mit 6 mW/kg bei 97 rpm und 92 mW/kg bei 243 rpm. Trotzdem skalieren die Profile im Ringspalt in hohem Maße mit dem Leistungseintrag über die Rührwelle für beide Dissipationsmodelle. Untereinander weichen die bestimmten Dissipationswerte der Modelle um den Faktor 4 bis 5 voneinander ab. Der Unterschied liegt damit minimal niedriger als bei anderen Rührertypen. Der Verlauf der Profile wird von beiden Modellen übereinstimmend dargestellt, mit starker Betonung auf Höhe des Rührerstrahls und einem starken Abfall oberhalb $0,6$ bzw. unterhalb $0,4 z/H$.

Abstufungen aus der Durchströmung der Rohrschlangenspalte sind nicht zu erkennen.

Analog zu den gängigen Rührertypen 6BS und SBR erfolgt die detaillierte Beschreibung auf Daten des sgs-Modells. Die Abbildung 4.20 zeigt dazu die räumliche Verteilung der Energiedissipation, sowie die Dissipationsprofile im und vor dem Ringspalt bei

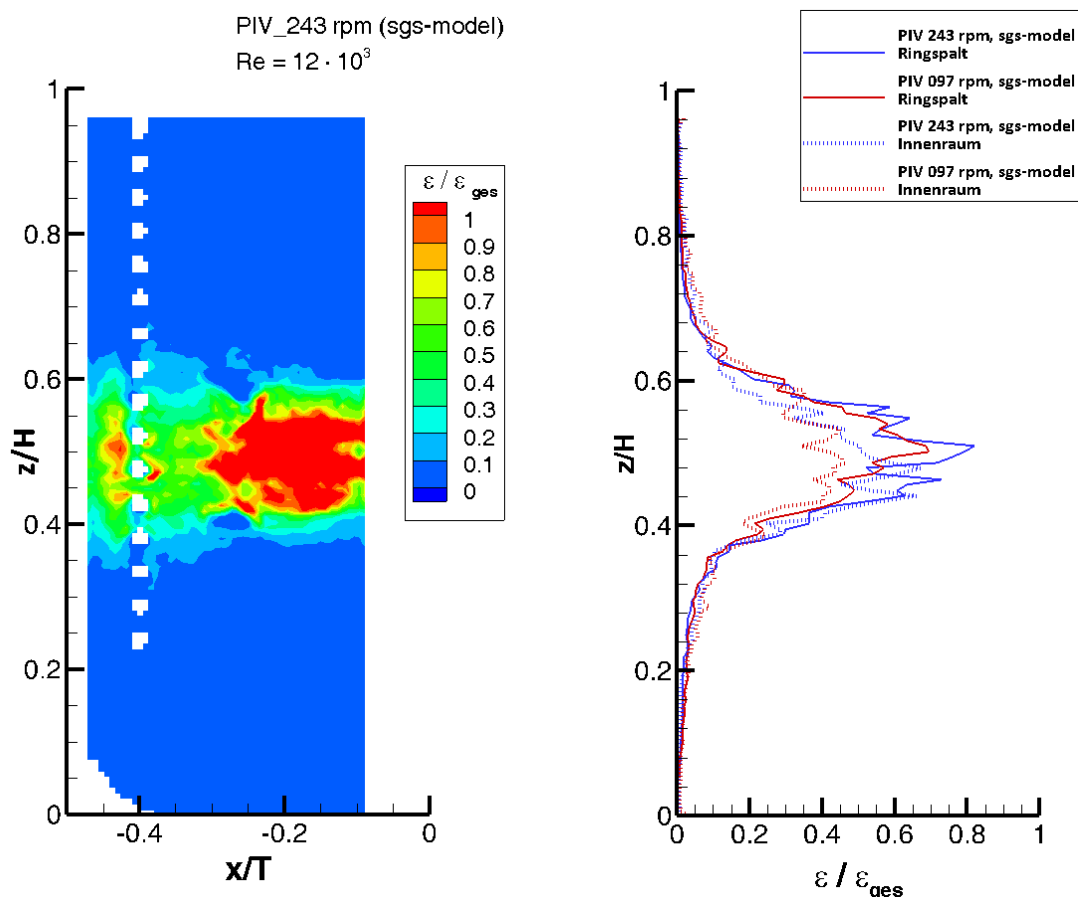


Abbildung 4.20: Links: Normierte, räumliche Energiedissipation nach dem sgs-Modell für den BR bei 243 rpm. Rechts: Dissipationsprofile für Innen- und Außenraum bei 97 und 243 rpm in Ringspalt und Außenraum für das sgs-Modell

minimaler und maximaler Drehfrequenz. Der Contourplot zeigt eine starke Begrenzung der Dissipation auf die Region des direkten Rührerstrahles mit einem Maximum von $2,6 \varepsilon_{ges}$. Im Bereich um die Rohrschlangen liegen noch Werte um $\sim 0,6 \varepsilon_{ges}$ vor, mit punktuellen Anstiegen im Bereich hinter den RS mit $\varepsilon / \varepsilon_{ges} > 1$.

Bereiche hoher Dissipation außerhalb des Rührerstrahls sind scharf abgegrenzt, oberhalb 0,6 bzw. unterhalb 0,4 z/H fällt $\varepsilon / \varepsilon_{ges}$ rasch unter 0,1. Der Großteil des Reaktors, und damit der überwiegenden Wärmeaustauschfläche, weist keine nennenswerte Dissipation auf.

Abbildung 4.20 zeigt die Veränderung der Dissipationsprofile beim Durchtritt der Rohrschlangen bei 97 rpm (rot) und 243 rpm (blau). Eine genaue Unterscheidung ist schwierig, da alle Profile eine hohe Übereinstimmung zeigen, geringe Änderungen hinsichtlich der Maxima sind jedoch auf Rührerhöhe zwischen $0,4 - 0,6 z/H$ zu erkennen. Bei der unteren Drehfrequenz liegen die Maxima der Profile um 50 % höher, bei der höchsten Drehfrequenz um 22 %. Die lokale Dissipation wird also nach dem Durchtritt der Rohrschlangen verstärkt, was auf eine Störung der freien Strömung durch Hindernisse zurückzuführen ist.

4.2.3.4 Propellerrührer (PP)

4.2.3.4.1 Mittlere Strömungsfelder

Beim Propellerrührer handelt es sich um einen rein axial-fördernden Rührertyp, wie aus dem Strömungsbild in Abbildung 4.21 deutlich hervorgeht. Das Fluid wird vom Rührorgan ausgehend schräg nach unten beschleunigt, wird am Boden bzw. am

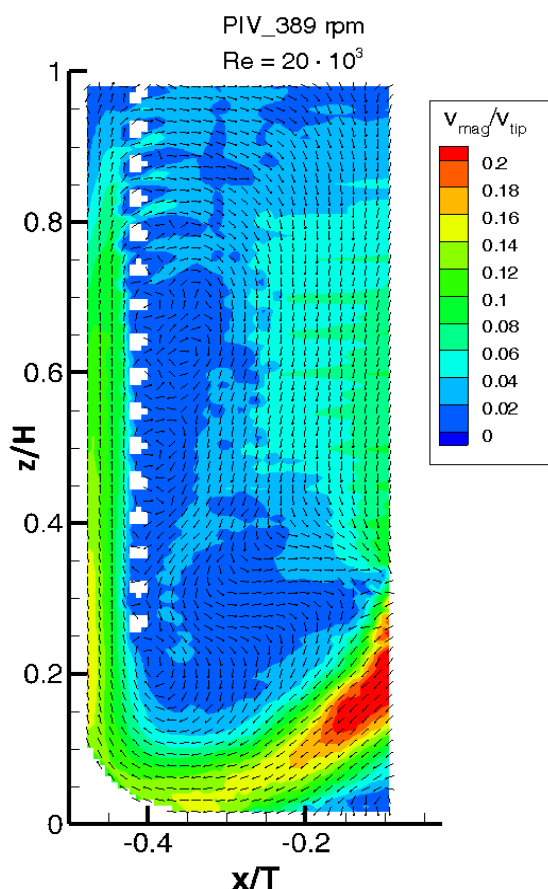


Abbildung 4.21: Strömungsbild des PP im Vertikalschnitt

Gefäßrand umgelenkt und strömt gerade im Ringspalt nach oben. Die Rückströmung in den Innenraum erfolgt ab $0,7 z/H$ und tritt in den breiten Ansaugbereich oberhalb des Rührers ein, wodurch die Zirkulation im UZS geschlossen wird. Nur ein geringer Teil des Rührerstrahls ($0,04 v_{tip}$) strömt vor den Rohrschlangen zum Ansaugbereich zurück. Die lokalen Geschwindigkeiten im Strömungsbild sind trotz der hohen Drehfrequenz (389 rpm bzw. $Re = 20.000$) eher gering. Im Rührerstrahl liegen maximal $0,25 v_{tip}$ vor, der Ringspalt wird gleichmäßig mit $\sim 0,1 v_{tip}$ durchströmt. Auf der gesamten zur Innenseite gerichteten

Fläche der Rohrschlangen liegt keine oder nur eine minimale Anströmung vor ($>0,02 v_{tip}$). Die Ausbildung einer zweiten, entgegengerichteten Zirkulationsströmung wie beim ebenfalls axial-fördernden SBR kann nicht beobachtet werden. Allerdings kann durch die kennzeichnende Verlagerung der vertikalen Aufwärtsströmung in den Ringspalt bei der Suspendierung mit einer Akkumulation von Feststoffen in dem Bereich gerechnet werden.

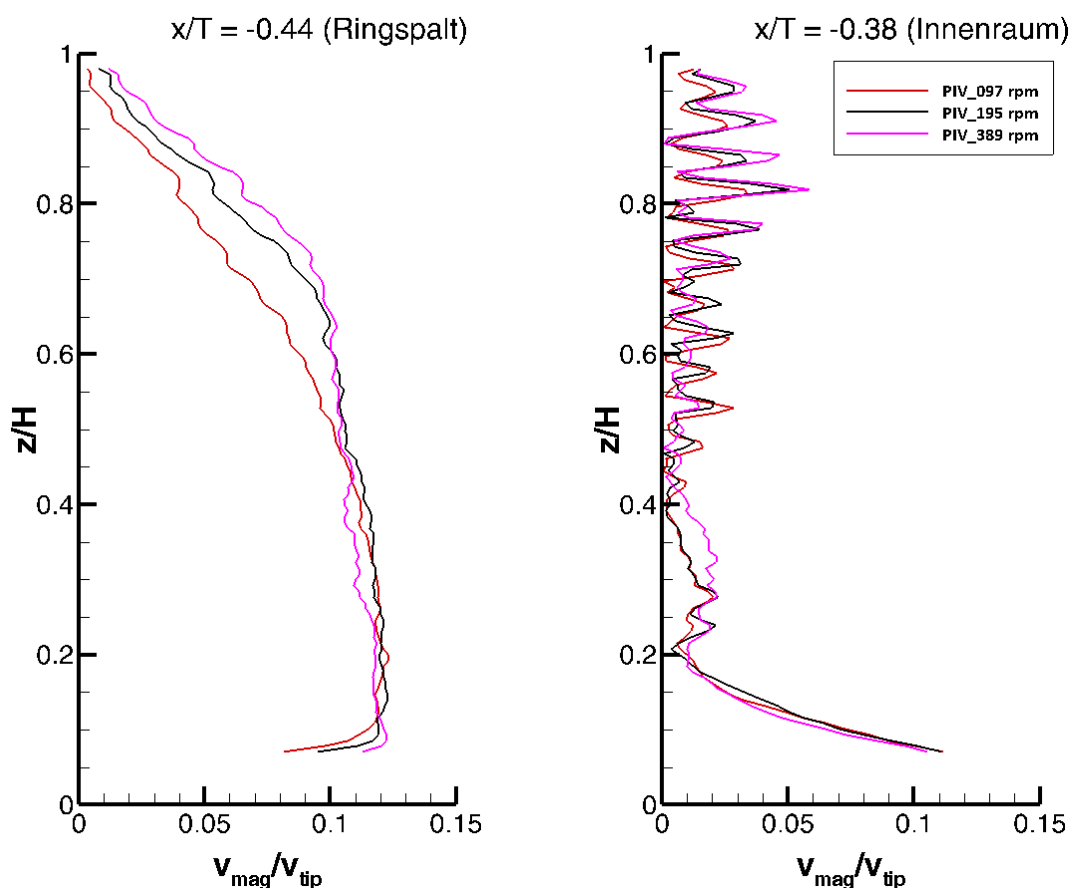


Abbildung 4.22: Geschwindigkeitsprofile in Ringspalt (links) und Innenraum (rechts) für den PP bei ansteigender Drehfrequenz

Abbildung 4.22 zeigt den Einfluss der Drehfrequenz für den Propellerrührer. Zur besseren Darstellung sind nur die Drehfrequenzen 97, 195 und 389 rpm (entsprechend den Reynolds-Zahlen 5.000, 10.000 und 20.000) gezeichnet. Generell zeichnen sich die Profile durch eine hohe Übereinstimmung aus, die Profile skalieren gut mit der Drehfrequenz v_{tip} . Zwischen 0,1 und 0,6 z/H zeigt sich der deutliche Unterschied zwischen Ringspalt- und Innenraumströmung. Die beginnende Rückströmung ist am unregelmäßigen Verlauf im Innenraum oberhalb 0,5 z/H zu erkennen. Für den Ringspalt

ist in diesem Bereich auch ein Einfluss der Drehfrequenz sichtbar, während die Strömungsintensität dort mit steigender Drehfrequenz leicht zunimmt.

4.2.3.4.2 Turbulente kinetische Energie

Abbildung 4.23 zeigt die normierte TKE für den PP als Contour-Plot (links) und die Turbulenzprofile im Ringspalt (rechts). Die gewählte Skalierung ist mit maximal 0,003 k/v_{tip}^2 um den Faktor 10 kleiner als bei den zuvor untersuchten Rührertypen. Das bereits normierte Turbulenzniveau ist beim Propellerrührer entsprechend signifikant niedriger gegenüber den anderen verwendeten Rührertypen. Im Contour-Plot zeigt sich die Ausbreitung von k am deutlichsten entlang des Rührerstrahls nach schräg unten. Nennenswerte Bereiche liegen zudem im unteren Drittel der Reaktors, sowie im Ringspalt bis 0,5 z/H vor. Oberhalb dieser Bereiche, und damit im Großteil des Reaktors, ist die TKE mit $<0,0003 v_{tip}^2$ verschwindend gering.

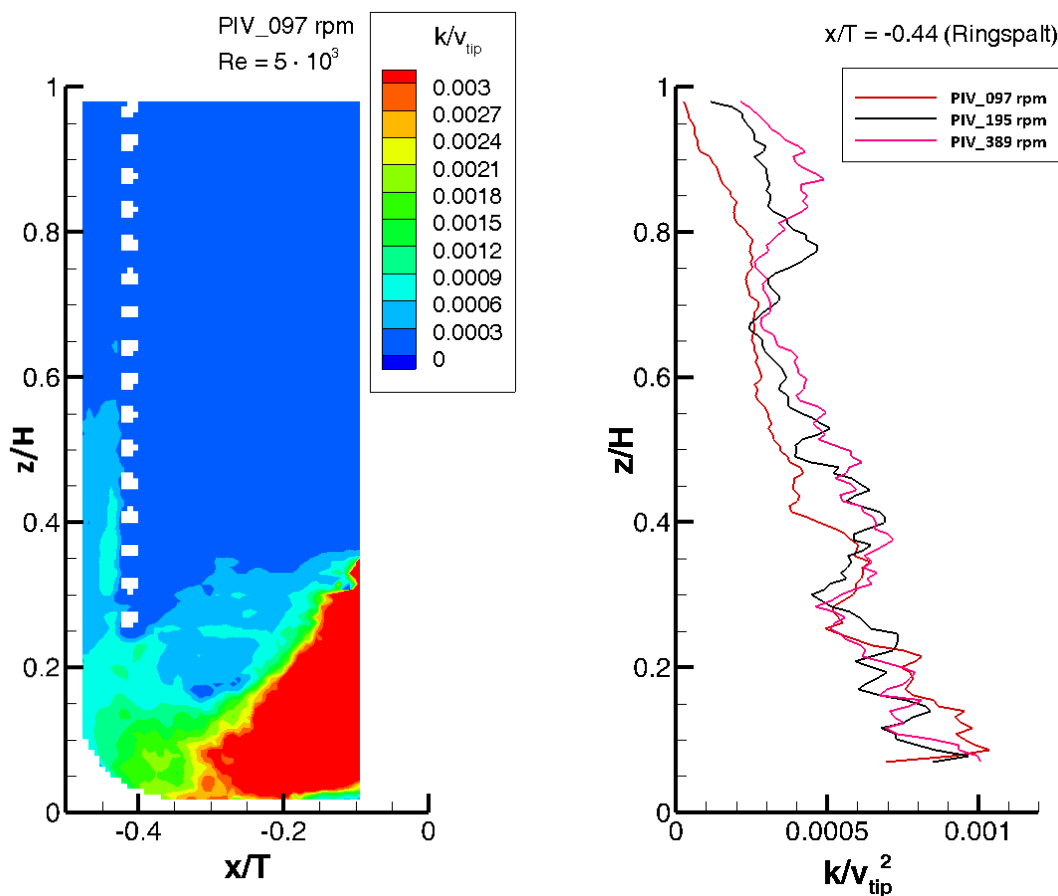


Abbildung 4.23: Contour-Plot (links) und Turbulenzprofil (rechts) der TKE für den PP

Die drehfrequenzabhängigen Turbulenzprofile unterstreichen die obigen Beobachtungen. In der Ringspaltregion sinkt die TKE von $0,001 v_{tip}^2$ am Boden entlang der aufsteigenden Strömung auf $<0,0005 v_{tip}^2$ ab. Der Verlauf der Profile ist durch die Normierung weitestgehend übereinstimmend, jedoch deutlich unstetiger, was auf eine zunehmende rechnerische Ungenauigkeit im Bereich der kleinsten Werte zurückzuführen ist. Die absoluten Schwankungsgeschwindigkeiten, aus denen die TKE berechnet wird, sind bei diesem Rührertyp sehr gering, weshalb der systembedingte Fehler der PIV eine nicht mehr zu vernachlässigende Größe annimmt. Eine leichte Zunahme von k mit der Drehfrequenz kann im Rückstrombereich bei $>0,8 z/H$ gedeutet werden, wo bereits bei den Geschwindigkeitsprofilen ein Intensitätsanstieg zu beobachten war. Insgesamt liegt das Maximum der TKE in der Ringspaltregion mit $k = 0,001 v_{tip}^2$ jedoch eine Größenordnung unter em vergleichbarer Rührertypen.

Eine nennenswerte Turbulenz der Strömung in der Region der Rohrschlangen, die nötig ist um die transportlimiterende Grenzschicht zu reduzieren liegt bei diesem Rührertyp nicht vor.

4.2.3.4.3 Turbulente Energiedissipation

Der Vergleich der Dissipationsmodelle ist in Abbildung 4.24 dargestellt. Analog zu den vorherigen Betrachtungen liegen die Dissipationswerte der jeweiligen Modelle um den Faktor 3 bis 5 auseinander. Hinsichtlich des Kurvenverlaufs zeigt das dim-Modell eine deutlich differenziertere Ausprägung im unteren Bereich des Reaktors, z.B. eine leichte Erhöhung bei

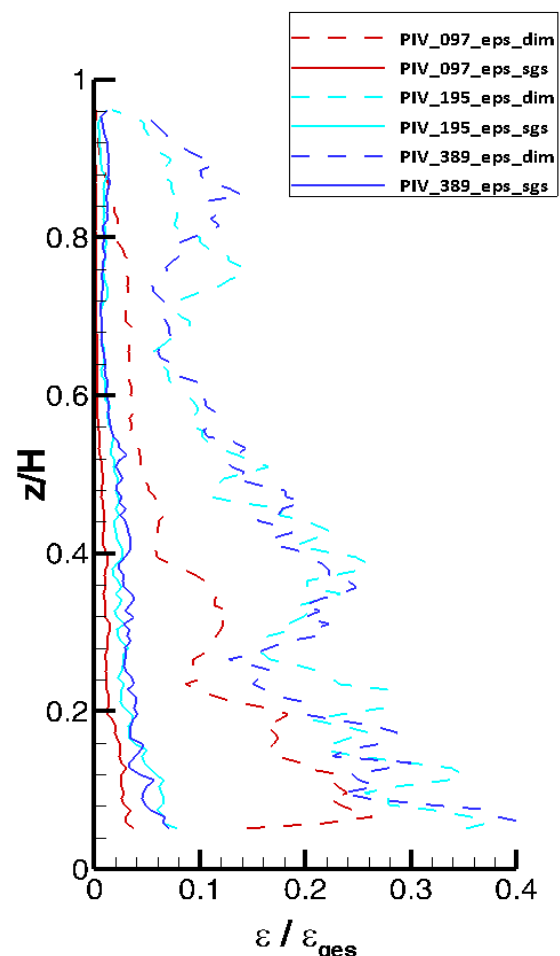


Abbildung 4.24: Vergleich der Dissipationsprofile im Ringspalt von dim- und sgs-Modell bei verschiedenen Drehfrequenzen für den PP

0,38 z/H , die im sgs-Modell so nicht gefunden wird.

Mit der Normierung über die eingetragene massenbezogene Wellenleistung ε_{ges} liegt das Profil bei 97 rpm merklich niedriger, gegenüber 195 und 389 rpm, was auf die Drehmomentmessung zurückzuführen ist. Im Fall der niedrigsten Drehfrequenz von 97 rpm wurde lediglich ein Drehmoment 0,06 Ncm gemessen, mit einer Ablesegenauigkeit von $\pm 0,01$ Ncm seitens des Messgerätes. Die daraus berechnete Energiedissipation von $0,8 \text{ mW/kg}$ ist entsprechend fehlerbehaftet und gleichzeitig im Verhältnis gering gegenüber der Dissipation bei 389 rpm von $31,5 \text{ mW/kg}$. Die höheren Drehfrequenzen skalieren gut mit ε_{ges} .

Abbildung 4.25 zeigt die räumliche Verteilung der Energiedissipation, sowie die Dissipationsprofile im und vor dem Ringspalt bei minimaler und maximaler Drehfrequenz. Die Ausbreitung einer nennenswerten Dissipation ($\varepsilon/\varepsilon_{ges} > 0,2$) bleibt

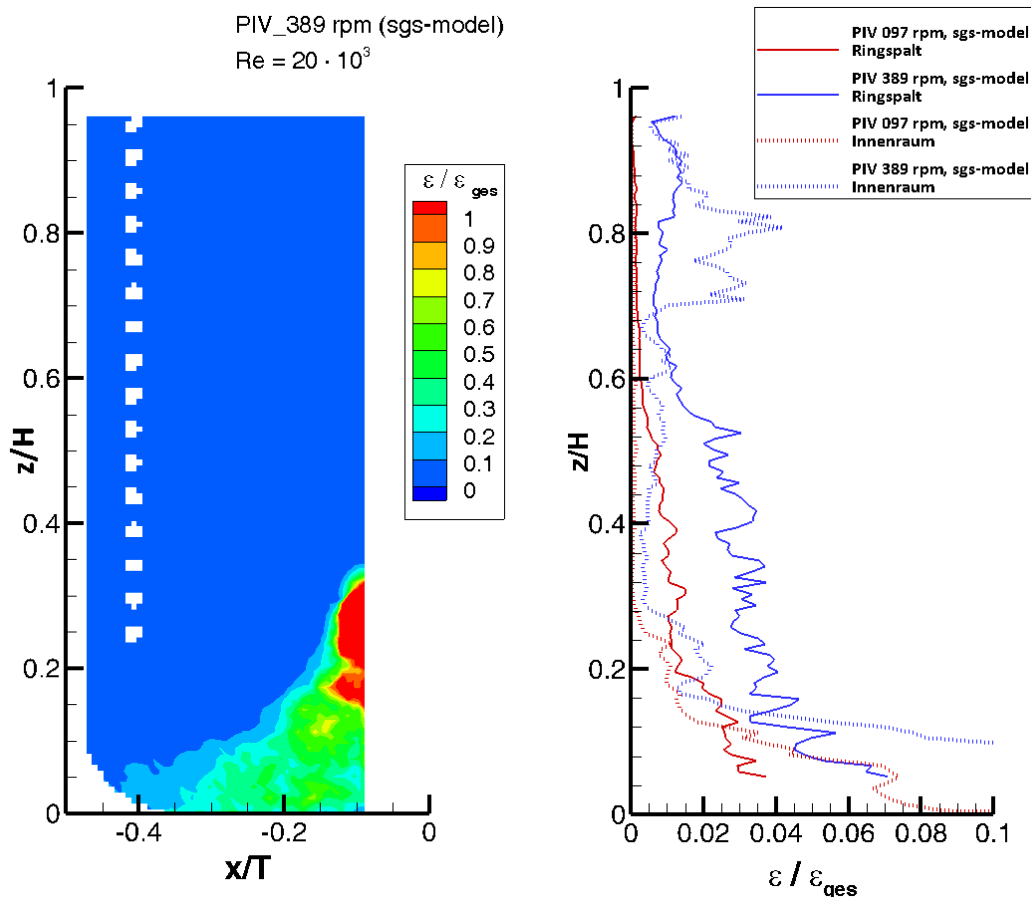


Abbildung 4.25: Links: Normierte, räumliche Energiedissipation nach dem sgs-Modell für den PP bei 389 rpm. Rechts: Dissipationsprofile für Innen- und Außenraum bei 97 und 389 rpm in Ringspalt und Außenraum für das sgs-Modell

auf die unmittelbare Region des Rührerstrahls begrenzt. Die gesamte Rohrschlangenregion, sowie der Großteil des Reaktorraumes liegt unter $0,1 \varepsilon_{ges}$. Der höchste Wert für $\varepsilon/\varepsilon_{ges}$ im Rührerstrahl beträgt 11,2.

Die Vergleiche der Drehfrequenz im Ringspalt und Innenraum zeigen eine Zunahme der turbulenten Dissipation, die in Teilen ebenfalls auf die ungenaue Drehmomentmessung bei 97 rpm zurückzuführen ist. Das Dissipationsniveau ist dabei konsequent niedrig mit wenig charakteristischen Verläufen. Die Maxima im Rohrschlangenbereich liegen mit $0,04 \varepsilon_{ges}$ deutlich unter anderen Rührertypen (vgl. SBR $0,4 \varepsilon_{ges}$). Eine Ausnahme bildet die Rückströmung in Innenbereich bei $0,8 z/H$ wo durch die Umlenkung durch die Rohrspalten ein geringer Anstieg erfolgt.

4.2.3.5 Impellerrührer (IM)

4.2.3.5.1 Mittlere Strömungsfelder

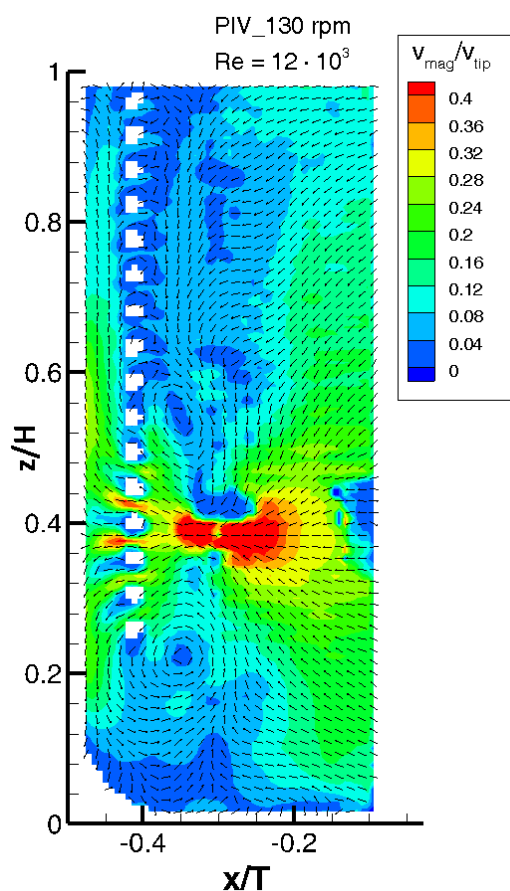


Abbildung 4.26: Strömungsbild des IM im Vertikalschnitt

Das gemessene Strömungsbild des Impellerrührers (auch *retreat curved impeller, RCI*) ist in Abbildung 4.26 dargestellt. Es handelt sich um einen radial fördernden Rührer, von der Strömungscharakteristik ähnlich dem BR. Die Projektionsfläche in xz-Ebene beträgt mit 3600 mm^2 73 % der des BR. Durch die konvexe Krümmung in Umdrehungsrichtung wird eine grobballige Turbulenz mit geringer Scherung des Rührgutes im Reaktorraum erreicht, der größere Durchmesser bewirkt zusätzlich eine starke Oberflächenbewegung [21]. Um eine Vergleichbarkeit mit anderen Rührertypen zu gewährleisten, wurden für den IM die Drehfrequenzen so eingestellt, das übereinstimmende Rührer-

Reynoldszahlen nach Gl. 2.2 erhalten werden.

Ausgehend vom skizzierten Rührorgan wird das Fluid radial nach außen beschleunigt und trifft bei $0,4 z/H$ auf die Rohrschlangen. Das Maximum der gefundenen Geschwindigkeit liegt im Strahl bei $0,63 v_{tip}$. Von dort teilt sich der Rührerstrahl in einen oberen und einen unteren Zirkulationskreislauf auf. Ein Teil des Strahls wird bereits vor den Rohrschlangen umgelenkt und bildet zwei stehende Wirbel mit den Zentren bei $-0,35 x/T$ und $0,22$ bzw. $0,55 z/H$. Der größte Teil des Rührerstrahls dringt durch die Rohrschlangen und strömt bis $0,9 z/H$ den Ringspalt hinauf. Der untere Kreislauf durchströmt intensiv die Wendel 1 bis 4 und fließt unterhalb des Rohrschlangenansatzes zum Rührorgan zurück. Ähnlich zum BR erzeugt das Rührorgan einen starken Sog oberhalb und unterhalb des Radialstrahls. Von $0,1$ bis $0,8 z/H$ weist der achsennahe Bereich eine deutliche radial nach außen gerichtete Strömungskomponente auf. Aufgrund der starken Oberflächenbewegung wurde die PIV-Messung bereits bei 130 rpm erheblich durch eingetragene Luftblasen gestört.

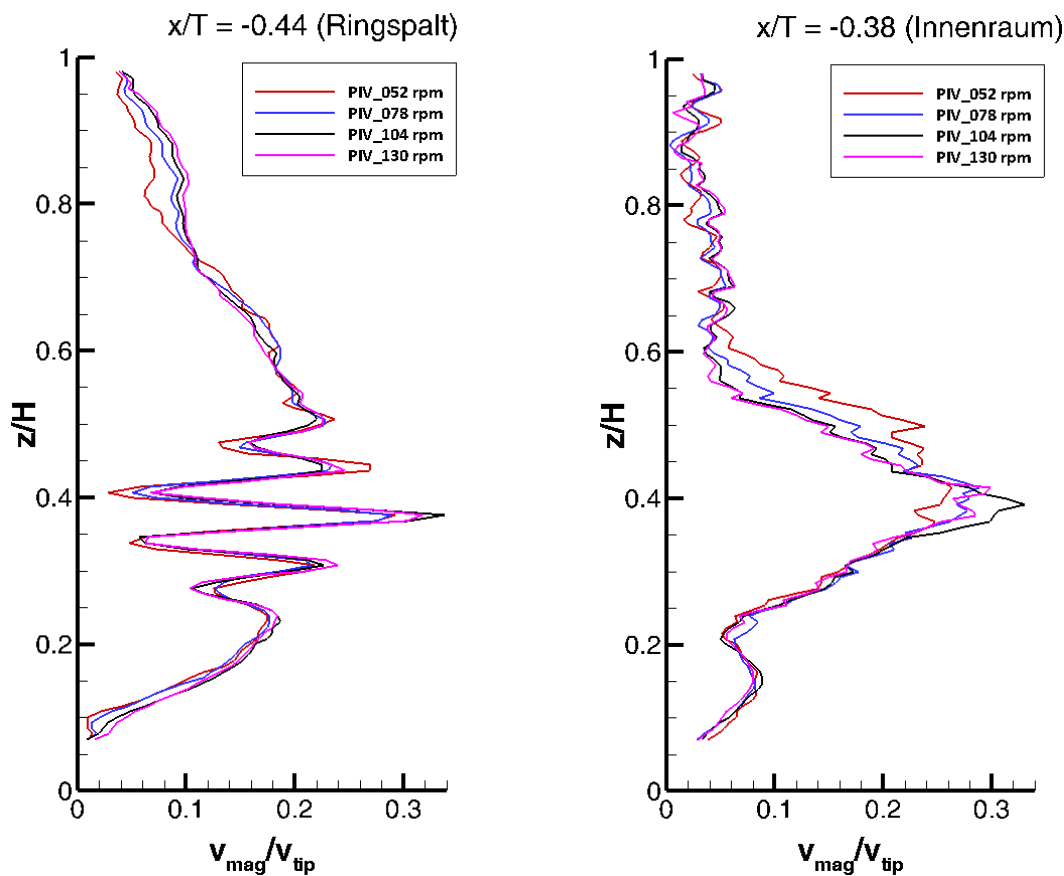


Abbildung 4.27: Geschwindigkeitsprofile in Ringspalt und Innenraum für den IM bei ansteigender Drehfrequenz

Die Strömungsprofile für die Drehfrequenzen 52 bis 130 rpm bzw. die Reynoldszahlen 5.000 bis 12.500 sind in Abbildung 4.27 dargestellt. Laut [21] liegt für den IM in unbewehrten Behältern ab $Re_t > 2 \cdot 10^3$ ein vollturbulenter Zustand vor. Im vorliegenden vollbewehrten System wird der Zustand im Allgemeinen früher erreicht und kann als gegeben angenommen werden. Dahingehend zeigen auch die Strömungsprofile im Ring- und Innenraum keine relevante Änderung mit der Drehfrequenz. Die starke Abstufung im Ringspalt bei 0,4 z/H rührt von der Durchströmung der Rohrabstände her. Die lokalen Maxima dort sind mit $>0,25 v_{tip}$ außerordentlich groß für Randbereiche des Reaktors. Nach oben hin fällt die Strömungsgeschwindigkeit im Ringspalt ab 0,5 z/H fast linear ab. Das Profil im Außenraum zeigt auf Rührerhöhe ein Maximum von $0,3 v_{tip}$ durch den auftreffenden Rührerstrahl, das in $\pm 0,2$ z/H schnell nach oben und unten abfällt. Oberhalb 0,6 z/H liegt im Innenraum nur eine schwache Umströmung vor ($<0,05 v_{tip}$).

4.2.3.5.2 Turbulente kinetische Energie

Abbildung 4.28 zeigt den Contourplot (links) sowie die Turbulenzprofile für den Blattrührer. Die räumliche Verteilung der TKE zeigt einen runden Bereich mit $k > 0,03 v_{tip}^2$ auf Rührerhöhe vor der Rohrschlangenreihe, mit einem Maximum von $0,45 v_{tip}^2$ im Rührerstrahl.

Hinter den Rohrschlangen im Ringspalt liegt ebenfalls eine hohe TKE mit $k \sim 0,3 v_{tip}^2$ vor, die in der Ausdehnung dem Rührerstrahl entspricht. Außerhalb des Strahls fällt die TKE nach oben und unten rasch ab. Auffallend ist, dass im Ringspalt nach oben hin ein schnellerer Abfall als im Innenraum sichtbar wird, obwohl die lokale Geschwindigkeit mit der oberen Zirkulation dort stärker ist (vgl. Abbildung 4.26). Ab 0,65 z/H fällt k unter $0,003 v_{tip}^2$ – im Innenraum tritt dies erst oberhalb 0,8 z/H ein. Passend zu den Geschwindigkeitsprofilen zeigen die Turbulenzprofile im Ringspalt (Abbildung 4.28, rechts) eine gute Skalierung mit v_{tip}^2 . Einzig zwischen 52 und 78 rpm ($Re = 5.000$ und 7.500) zeigt sich ein minimaler Anstieg, der die Strömungscharakteristik jedoch nicht nachweisbar ändert. Der Verlauf der Profile ist auf Rührerhöhe mit $0,03 v_{tip}^2$ maximal und fällt von bis 0,2 bzw. 0,6 z/H schnell ab. Oberhalb 0,6 z/H liegt in der Rohrschlangenregion keine nennenswerte Turbulenz vor ($< 0,003 v_{tip}^2$).

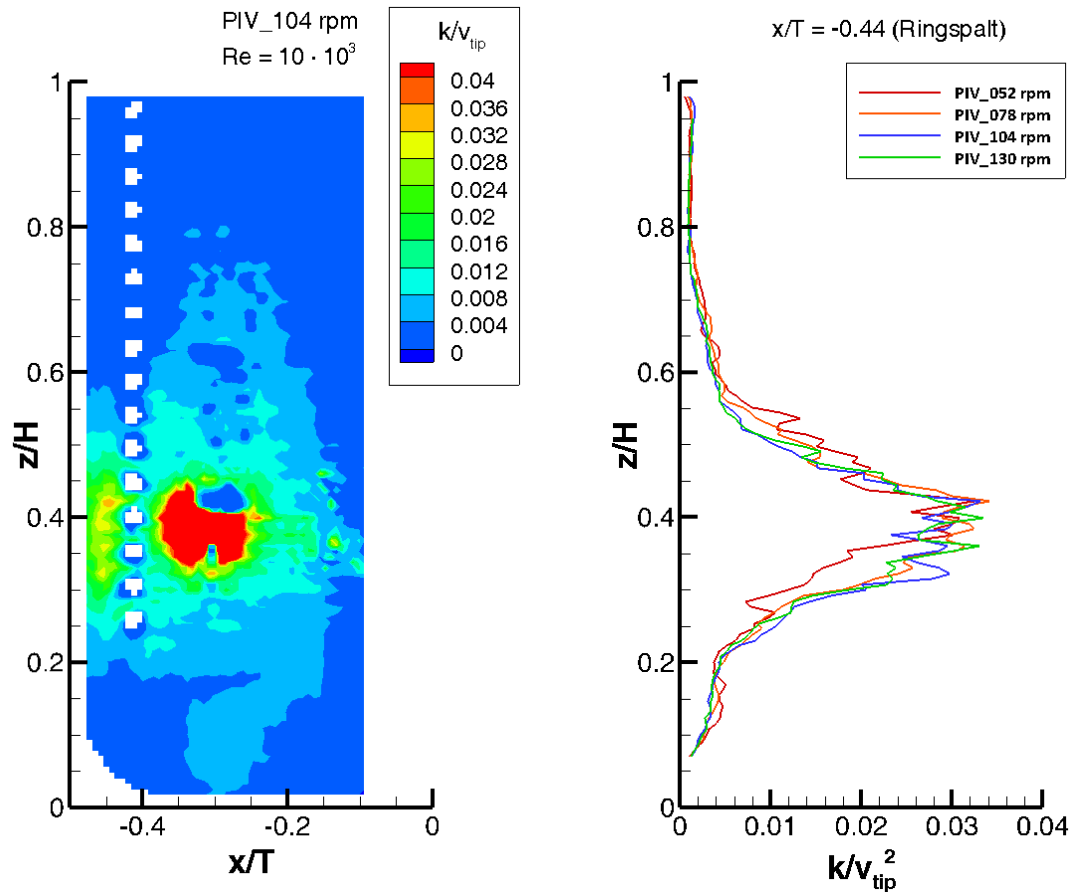


Abbildung 4.28: Contour-Plot (links) und Turbulenzprofil (rechts) der TKE für den IM

4.2.3.5.3 Turbulente Energiedissipation

Die über den spezifischen Leistungseintrag ε_{ges} normierten Dissipationsprofile zum Vergleich der Dissipationsmodelle sind in Abbildung 4.29 dargestellt. Die konkreten Leistungseinträge betragen hier 4 bzw. 58 mW/kg bei der niedrigsten bzw. höchsten Drehfrequenz. Durch die Normierung wird eine gute Übereinstimmung der jeweiligen Profile erreicht. Ähnlich zu den bereits beschriebenen Rührertypen weichen die bestimmten Dissipationswerte der Modelle um den Faktor 4 bis 5 voneinander ab. Der Verlauf der Profile wird von beiden Modellen übereinstimmend dargestellt, mit starker Betonung auf Höhe des Rührerstrahls bei $\sim 0,4 \text{ z/H}$. Eine relevante Unterscheidung von Turbulenz und Dissipationsfeld kann nicht ausgemacht werden.

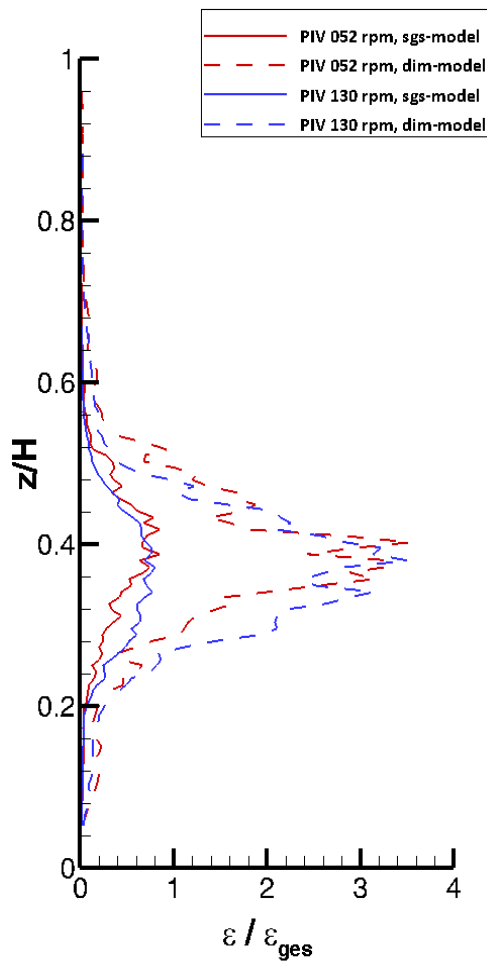


Abbildung 4.29: Vergleich der Dissipationsprofile von dim- und sgs-Modell bei verschiedenen Drehzahlen für den IM

Die Untersuchung der räumlichen Energiedissipation erfolgt wie zuvor anhand des sgs-Modells. Der Contour-Plot in Abbildung 4.30 (links) zeigt eine kreisrunde Region hoher Energiedissipation ($>1 \varepsilon_{ges}$) unmittelbar vor der Rohrschlangenreihe, die jedoch gegenüber der TKE in Abbildung 4.28 stärker zu den Rändern hin scharf abgegrenzt ist. Bereits für $<0,25$ und $>0,5 z/H$ fällt die Dissipation auf unter $0,1 \varepsilon_{ges}$ ab. Hinter den Rohrschlangen erfolgt im Rührerstrahl erneut ein Anstieg der Dissipation auf $0,8 \varepsilon_{ges}$, die sich im Ringspalt etwas weiter als im Innenraum bis $0,2$ bzw. $0,55 z/H$ ausbreitet. Die Energiedissipation bleibt so auf den Rührerstrahl beschränkt, liegt jedoch aufgrund des größeren Rührblattes näher am Gefäßrand und damit auch an den Rohrschlangen.

Der beobachtete Anstieg der Energiedissipation hinter der Rohrschlangendurchströmung wird durch die Profile in Abbildung 4.30, rechts bestätigt. Bei der niedrigsten Drehfrequenz (52 rpm/Re = 5.000) ist die Dissipation im Innenraum unmittelbar vor den Rohrschlangen mit $\sim 0,2 \varepsilon_{ges}$ niedrig (rot, gepunktet), steigt jedoch nach der Durchströmung der Rohrspalte im Ringraum auf $0,8 \varepsilon_{ges}$ an. Für die höchste Drehfrequenz (130 rpm, blau) ist der Effekt ebenfalls sichtbar, jedoch mit einer Änderung von $0,4$ auf $0,8 \varepsilon_{ges}$ schwächer ausgeprägt. Obwohl nach den Kennzahlen bereits bei 52 rpm ein vollturbulenter Zustand vorliegt, ist der turbulenzinduzierende Effekt von Störungen der Strömung durch Schikanen dennoch sichtbar. Der Effekt tritt zudem bei niedrigen Drehfrequenzen am deutlichsten hervor. Gegenüber der niedrigen Drehfrequenz ist das Profil im Ringspalt mit 130 rpm (blau, uni) auch nach unten hin verbreitert. Der Dissipationsbereich dehnt sich mit steigender Drehfrequenz auch räumlich in der Ringspaltregion aus.

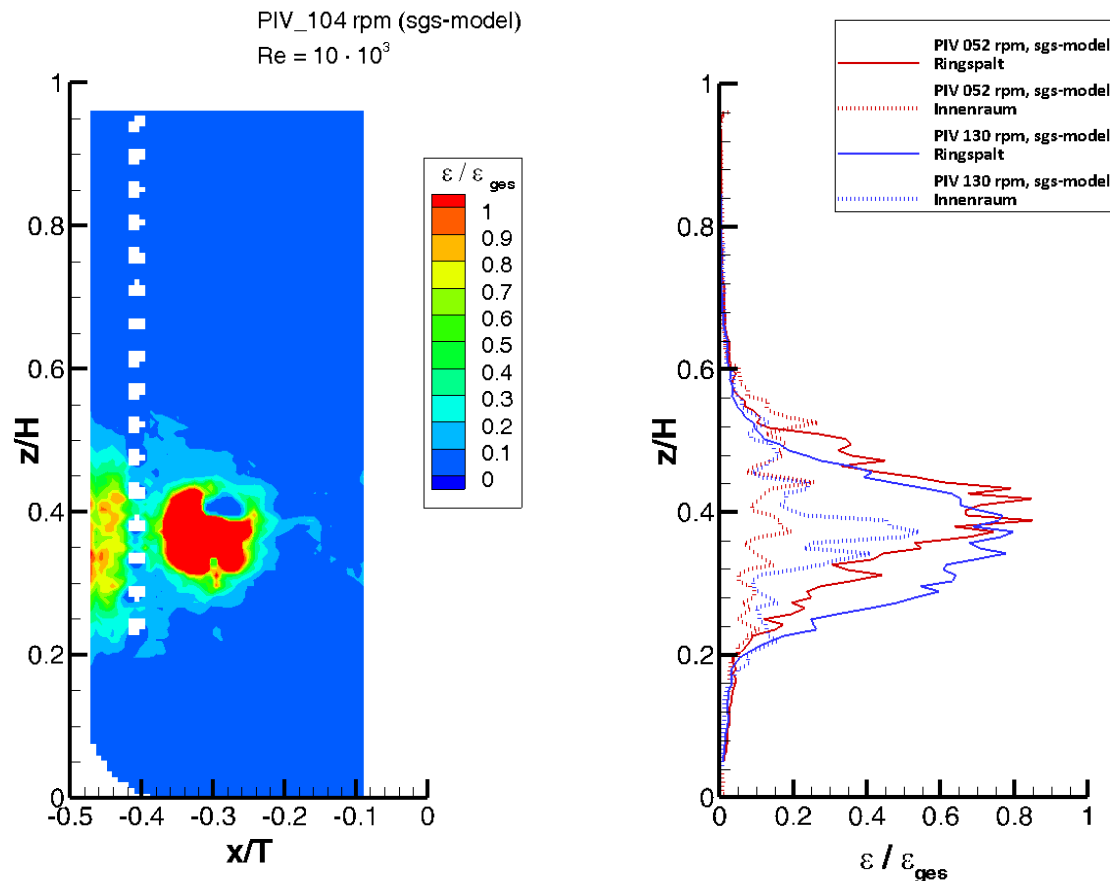


Abbildung 4.30: Links: Normierte, räumliche Energiedissipation nach dem sgs-Modell für den SBR bei 104 rpm. Rechts: Dissipationsprofile für Innen- und Außenraum bei 52 und 130 rpm in Ringspalt und Außenraum für das sgs-Modell

4.2.4 Gegenüberstellung der Rührertypen

Abschließend sollen die bisher separat diskutierten Rührertypen in einer gemeinsamen Darstellungsweise gegenübergestellt und im Hinblick auf ihren praktischen Nutzen für Rohrschlängensysteme untersucht werden. Als Vergleichswert wurden für alle Rührertypen die Strömungsdaten bei $Re = 10.000$ gewählt, was einer Drehfrequenz von 195 rpm für den 6BS, SBR, BR und PP sowie 104 rpm für den IM entspricht. Bei konstanter Reynoldszahl ergeben sich zwangsläufig bei der Normierung über die Umfangsgeschwindigkeit v_{tip} andere Zahlenwerte. Durch den größeren Durchmesser des IM mit 0,10 m beträgt $(v_{tip})_{IM}$ bei 104 rpm abweichend 0,52 m/s, gegenüber 0,72 m/s bei 195 rpm für die übrigen Rührertypen. Um eine bessere Vergleichbarkeit der Rührertypen untereinander zu gewährleisten, werden alle Darstellungen in diesem Abschnitt nicht normiert und stattdessen mit dimensionsbehafteten Einheiten geführt. Eine Gegenüberstellung der resultierenden Drehfrequenzen und der

korrespondierenden massebezogenen Leistungseinträge gibt Tabelle 4.2. Daraus geht hervor, dass insbesondere die radial-fördernden Rührertypen bei gleicher Reynoldszahl einen höheren massebezogenen Leistungseintrag aufweisen.

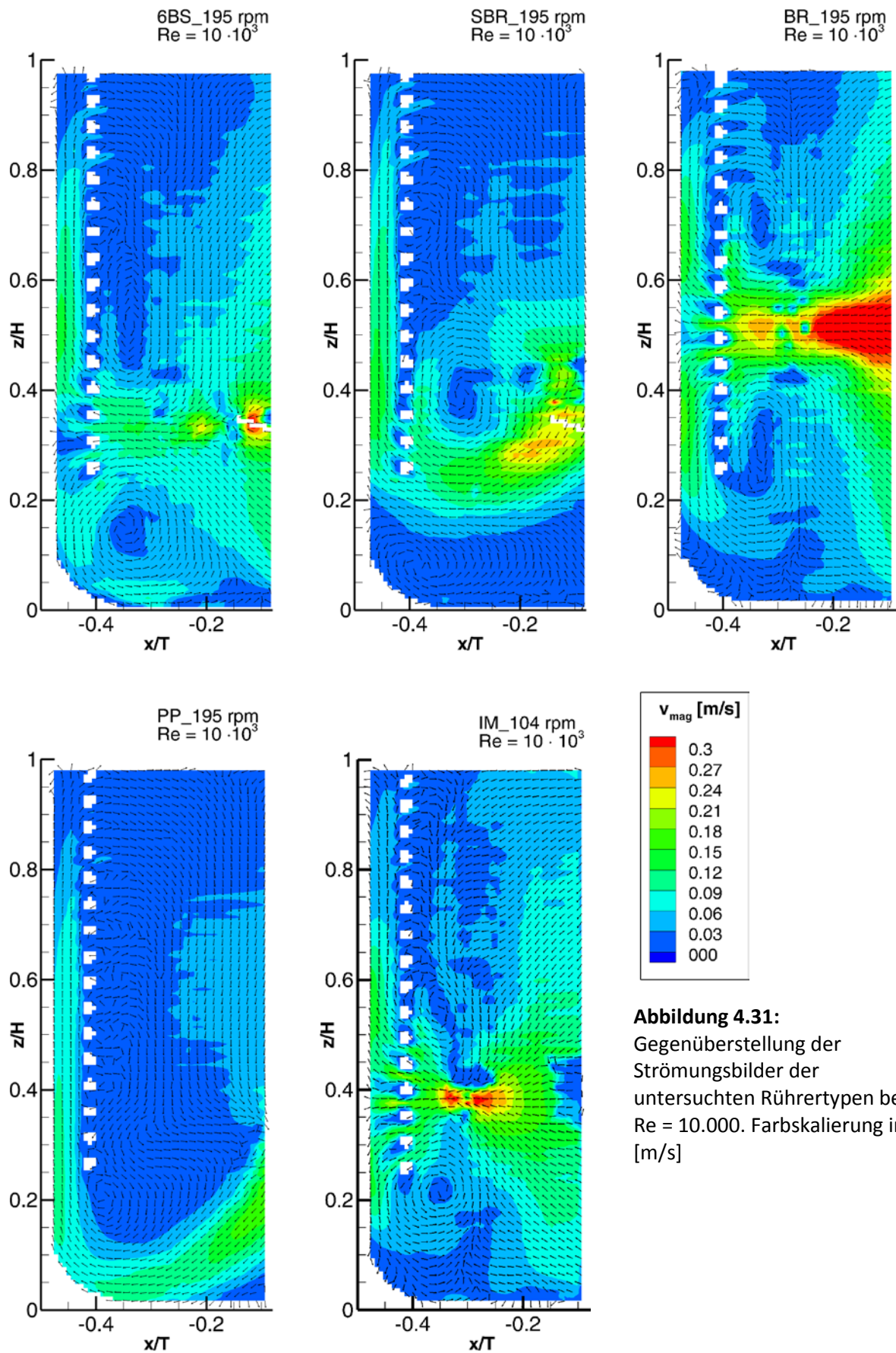
Tabelle 4.2: Gegenüberstellung der Drehfrequenzen und massebezogene Leistungseinträge der Rührertypen bei $Re = 10.000$

Rührertyp	Reynoldszahl Re	Drehfrequenz n [rpm]	massebezogener Leistungseintrag ε_{ges} [mW/kg]
6BS	10.000	195	39
SBR	10.000	195	8
BR	10.000	195	47
PP	10.000	195	4
IM	10.000	104	31

Abbildung 4.31 zeigt die Gegenüberstellung der Strömungsbilder im Vertikalschnitt bei gleicher Reynoldszahl. Für die Betragsgeschwindigkeit wird eine Skalierung von 0 bis 0,3 m/s gewählt, mit welcher der Dynamikbereich für alle Rührer gut abgedeckt werden kann.

Für den 6BS zeigt sich bei der gewählten Skalierung in weiten Teilen eine gleichmäßige Geschwindigkeitsverteilung der durchströmten Regionen im Reaktorraum mit $\sim 0,1$ bis $0,18$ m/s. Ausgenommen ist der Innenraum nahe der Rohrschlangen im oberen Drittel, wo keine nennenswerte Strömung vorliegt ($< 0,03$ m/s). Kennzeichnend ist für den 6BS das Fehlen von Regionen hoher Strömungsgeschwindigkeit, lediglich an der Spitze des Rührblattes sind solche Regionen zu erahnen. Beim SBR ist das Geschwindigkeitsniveau ähnlich dem des 6BS ($0,1$ bis $0,2$ m/s), jedoch treten die strömungsarmen Regionen am Boden und im oberen Innenraum stärker hervor.

Die großflächigen Rührorgane BR und IM weisen eine deutliche höhere Dynamik der Geschwindigkeitsfelder auf. Der Rührerstrahl des BR zeigt Geschwindigkeiten von $0,18$ bis $> 0,3$ m/s, gleichzeitig wird fast der gesamte Reaktorraum ausreichend durchströmt ($> 0,06$ m/s). Gleiches gilt für den IM, jedoch ist dort der Bereich hoher Geschwindigkeiten ($> 0,3$ m/s) im Rührerstrahl aufgrund der niedrigeren Umfangsgeschwindigkeit v_{tip} kleiner. Das Strömungsbild des PP sticht insofern besonders hervor, dass sowohl der Großteil des Reaktorraumes nicht durchströmt wird,



als auch der Bereich des Rührerstrahls und der Ringspaltströmung mit $<0,12 \text{ m/s}$ äußerst schwach ausfällt.

Insbesondere unter den Radialförderern zeigen sich interessante Ähnlichkeiten. Die in Umdrehungsrichtung zeigende Fläche der Rührorgane nimmt in der Reihenfolge 6BS, IM und BR mit 12, 36 und 49 cm^2 stufenweise zu. Gleichzeitig finden sich in dieser Reihenfolge für die Strömungsbilder ansteigende Niveaus der Strömungsgeschwindigkeiten. Der massebezogene Leistungseintrag (39, 31 und 47 mW/kg) folgt diesem Zusammenhang nicht, weshalb ε_{ges} für die Ausbildung des Strömungsbildes offenbar eine untergeordnete Rolle spielt. Die Strömungsbilder von 6BS und IM sind tendenziell sehr ähnlich, jedoch ist die Geschwindigkeit beim IM gleichmäßiger verteilt, während sich die Geschwindigkeitsbereiche beim 6BS eher auf das untere Drittel erstrecken. Obwohl vom Grundaufbau die Typen durchaus vergleichbar sind (beide radialfördernd mit dem Bodenabstand $C_B = 0,3 \text{ z/H}$) besitzt der IM selber höhere Rührblätter ($W_{IM} = 25 \text{ mm}$ ggü. $W_{6BS} = 14 \text{ mm}$), wodurch sich die Lage des Rührerstrahls leicht nach oben verlagert. Daher ist anzunehmen, dass die Einbauhöhe des Rührers, zusammen mit dem Bodenabstand der untersten Rohrschlangenwendel eine große Rolle spielt. Bei zu einem zu niedrig eingebauten Rührorgan wird der Rührerstrahl ungünstig unterhalb der RS umgebrochen, wodurch die obere Hälfte des Reaktors deutlich schlechter durchströmt wird. Eine leichte Vergrößerung des Bodenabstandes C_B für den 6BS ist daher vielversprechend. Demgegenüber ist der BR durch seine große Blatthöhe ($W=D$) fast in der Mitte der Reaktorhöhe platziert, wodurch der Großteil des Reaktorraumes von der Rührerströmung erfasst wird. Es zeigt sich, dass die Ausbildung eines optimalen Strömungsbildes, hier im Sinne einer möglichst vollständigen und intensiven Umströmung der Rohrschlangen, primär von der Ausgestaltung der Rührorgane im Zusammenspiel mit den Reaktoreinbauten abhängig ist. Unter diesen Kriterien generiert der BR das beste Strömungsbild, da dieser Rührer als einziger auch die Innenseite der Rohrschlangen im oberen Drittel des Reaktors erreicht. Ebenfalls von Interesse ist der IM, da dieser bei merklich niedrigerem Leistungsbedarf den Reaktorraum ausreichend durchströmt.

Neben den Strömungsbildern sind auch die Turbulenz- und Energiedissipationsfelder von hohem Interesse. Abbildung 4.32 zeigt die Vertikalschnitte der TKE von 0 bis $0,04 \text{ m}^2/\text{s}^2$ für die untersuchten Rührertypen bei $Re = 10.000$. Alle Rührer haben gemein, dass die Ausbreitung der TKE auf den ausgehenden Rührerstrahl beschränkt ist und mit Entfernung vom Rührer schnell abfällt. Die Rührer 6BS und IM zeigen Regionen hoher Turbulenz ($>0,04 \text{ m}^2/\text{s}^2$) an der Spitze der Rührerblätter, die sich bis hinter die Rohrschlangen in den Ringspalt erstreckt ($>0,01 \text{ m}^2/\text{s}^2$). Der BR dagegen zeigt ein relativ gleichmäßigen Bereich hoher TKE im Rührerstrahl, jedoch ohne intensive Maxima ($<0,028 \text{ m}^2/\text{s}^2$). Die Axialförderer erzeugen nur eine geringe Turbulenz, welche die Rohrschlangen kaum (SBR) bzw. nicht erreicht (PP).

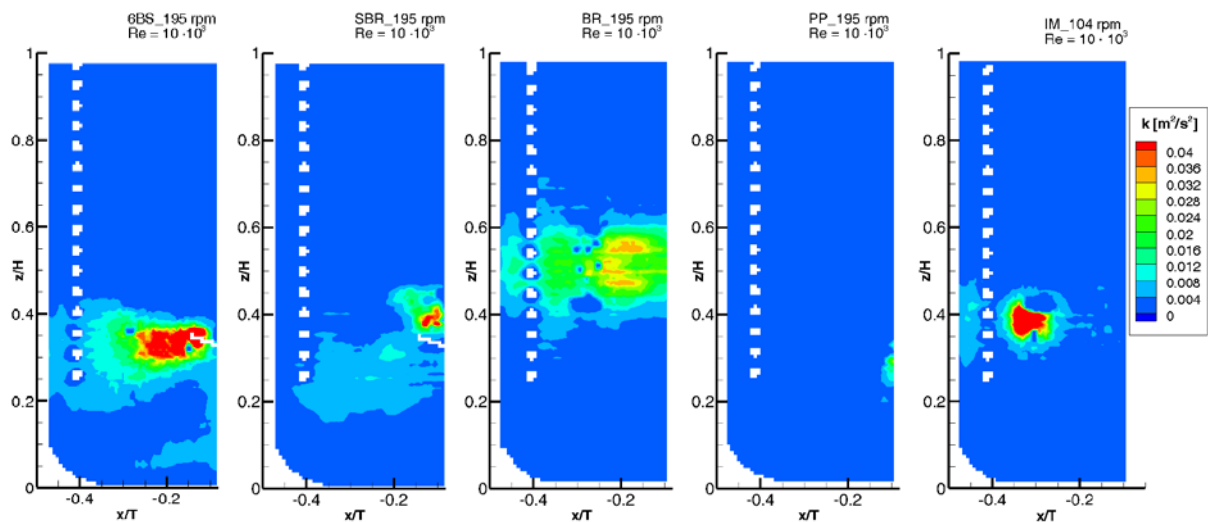


Abbildung 4.32: Gegenüberstellung der räumlichen Turbulenzbilder der untersuchten Rührertypen in $[\text{m}^2/\text{s}^2]$ bei $Re = 10.000$

Abbildung 4.33 zeigt die Gegenstellung der lokalen Energiedissipation, skaliert von 0 bis $0,1 \text{ W/kg}$. Der Gesamtenergieeintrag über die Rührwellen der Rührertypen reicht von $0,004$ bis $0,047 \text{ W/kg}$ und liegt damit deutlich unter dem Maximum der Skala. Der Großteil der eingetragenen Energie wird dementsprechend in einem kleinen Bereich innerhalb des Rührerstrahls dissipiert. Die Räumliche Verteilung von ε ähnelt stark den Turbulenzfeldern aus Abbildung 4.32, jedoch sind die Energiedissipationen stärker abgegrenzt und auf Kern des Rührerstrahls konzentriert. Die höchsten Werte für ε an den Rohrschlangen erreicht der BR, gefolgt von dem IM und dem 6BS.

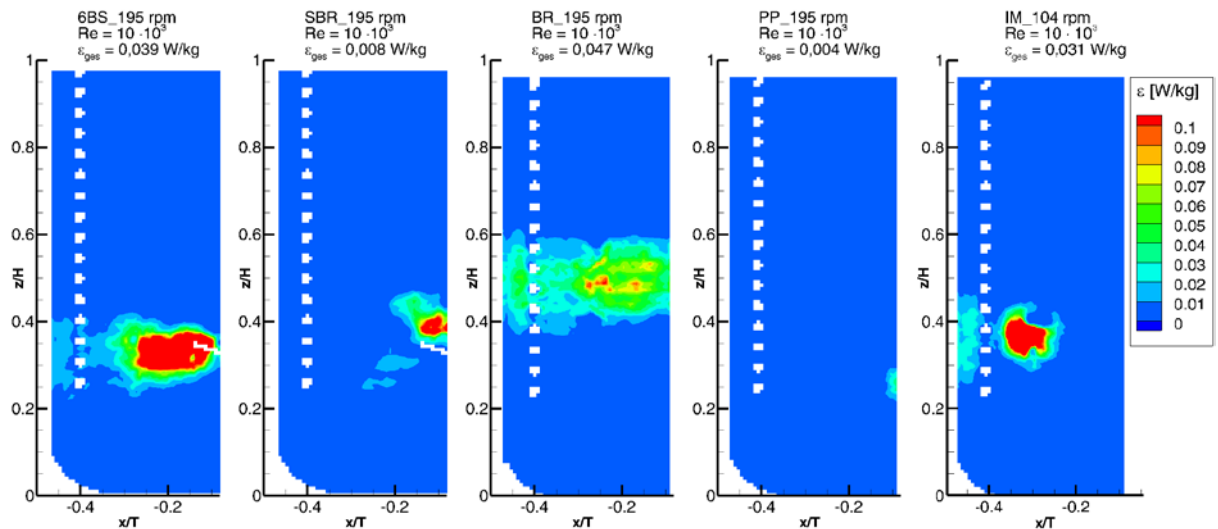


Abbildung 4.33: Gegenüberstellung der räumlichen Energiedissipation der untersuchten Rührertypen in [W/kg] bei $Re = 10.000$

Bei Betrachtung der Radialförderer kann man erneut eine Abhängigkeit der räumlichen Verteilung der charakteristischen Strömungsgrößen von Größe und Bauart des Rührorgans erkennen. Kleine Rührerblätter wie beim 6BS ($W = 12$ mm), erzeugen kleine, scharf abgegrenzte Bereiche hoher Werte für ε , während der große BR ($W = 70$ mm) einen großen, relativ gleichmäßigen Bereich für ε erzeugt.

Bereiche hoher Werte für k und ε sind insbesondere für das Dispergieren wichtig, da eine Zerteilung der dispersen Phase über lokal hohe Energieeinträge erreicht werden muss. Auch am Beispiel schnell verlaufender Parallelreaktionen wurde gezeigt, dass die Zugabe der Reaktanden in Regionen hoher Werte von ε die Selektivität erhöhen und damit unerwünschte Nebenprodukte reduziert werden [94]. Hierfür empfehlen sich die Rührer 6BS und IM. Demgegenüber stehen Prozesse mit Komponenten die eine hohe Empfindlichkeit gegenüber Scherkräften aufweisen, wie. z.B. in der Bioverfahrenstechnik. Dort empfehlen sich die Rührer SBR und BR. Im Hinblick auf den Wärmeübergang ist das Vorliegen einer nennenswerten Turbulenz förderlich für das Reduzieren der transportlimitierenden Grenzschicht, wobei hierfür keine Bereiche sehr hoher Werte für k benötigt werden. In Anbetracht des schnellen Abfalls der Dissipationsenergie in Entfernung vom Rührorgan, stellt der Abstand der turbulenzerzeugenden Rührerblattspitzen von den Rohrschlangen das größere Hindernis dar. An den Rohrschlangen erreichen die Rührer BR und IM noch gute Turbulenzwerte. Ersterer durch seinen breiten, nur schwach abgegrenzten

Turbulenzbereich, Letzterer durch seinen größeren Durchmesser und damit der kürzeren Distanz zum Ort der Wärmeübertragung.

4.3 Numerische Strömungssimulation (CFD)

Die zuvor beschriebenen Erkenntnisse der Strömungs-, Turbulenz- und Dissipationsfelder aus experimentellen PIV-Messungen sollen nun mit Daten einer numerischen Strömungs-simulation verglichen und ergänzt werden. Die Darstellung erfolgt analog in Form von normierten Contour- und Line-Plots im Vertikalschnitt bzw. der Rohrschlangenregion.

4.3.1 Konvergenz der Simulation

Bei iterativen Verfahren, wie dem verwendeten SIMPLE-Algorithmus, erfolgt eine schrittweise, in der Regel asymptotische Annäherung an die linearisierte Lösung der Gleichung. Eine exakte Lösung der Gleichung kann derweil nicht mit endlichem Aufwand erreicht werden. Daher muss ein Abbruchkriterium festgelegt werden, anhand dessen die Rechnung bei ausreichender Konvergenz beendet wird. Dafür stehen zwei Varianten zur Verfügung, die in der Regel kombiniert werden. Einerseits wird für das Genauigkeitsmaß, das sogenannte Residuum, eine Obergrenze festgelegt und andererseits eine maximale Zahl der Iterationsschritte vorgegeben [58]. In der Arbeit wurde die Zahl der Iterationsschritte auf 20.000 begrenzt und das Simulationsergebnis nach je 500 Schritten gespeichert. Die Maxima für die Residuen wurden aus den Vorgaben der Beispielfälle der OpenFOAM-Dokumentation übernommen und können in der Datei `system/fvSolution` eingesehen werden.

Die Verläufe der Mittelwerte und Residuen sind für alle in der Arbeit gerechneten Fälle prinzipiell ähnlich, weshalb die allgemeine Behandlung eines Falles hier exemplarisch anhand des SBR durchgeführt werden soll. Ein Abbruch durch ein divergierende Lösung erfolgte für wenige der gerechneten Fälle und wenn, erst bei einer hohen Iterationszahl (>5.000). Es wurde jedoch beobachtet, dass sich auch nachdem die Mittelwerte und Residuen das Erreichen eines konvergenten Strömungszustands nahelegten, das Strömungsbild noch periodisch ändert. Daher musste zusätzlich ein Kriterium für die Auswahl des Strömungszustandes aus den regelmäßig gespeicherten

Zwischenergebnissen (nach je 500 Iterationsschritten) definiert werden, um jeweils ähnliche Strömungszustände vergleichen zu können. Die Festlegung des Kriteriums erfolgt anhand der charakteristischen Verläufe der Mittelwerte und Residuen. Abbildung 4.34 zeigt den Verlauf der Mittelwerte der strömungsmechanischen Größen (oben) und die Residuen (unten) während der Lösung einer Simulation.

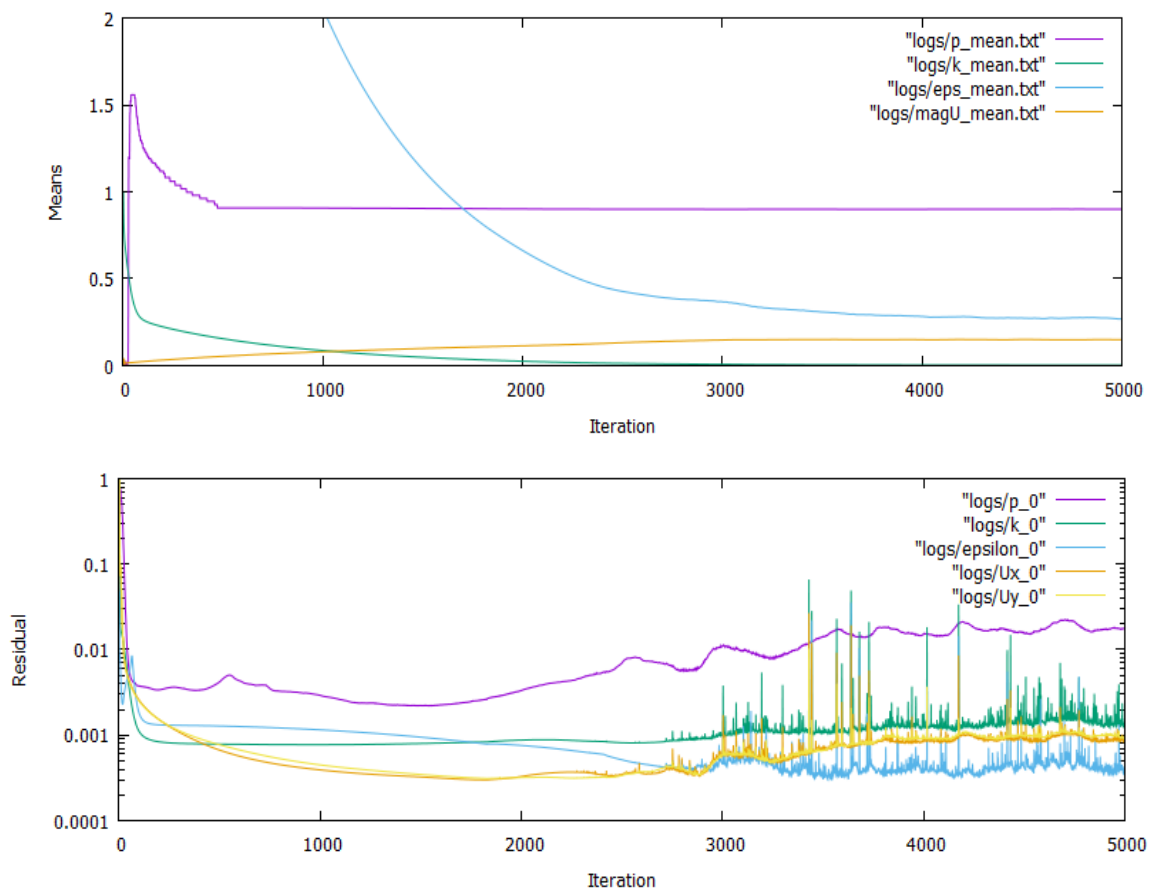


Abbildung 4.34: Verlauf der Mittelwerte und Residuen des `simpleFoam`-Solvers gegen die Iterationsschritte für den SBR/350rpm

Der Verlauf der Mittelwerte zeigt, dass sich mit steigender Iterationszahl die betrachteten Größen konstanten Werten annähern. Der asymptotische Verlauf ist bei allen Größen deutlich zu erkennen - die jeweiligen Größen konvergieren jedoch unterschiedlich schnell. Das schnellste Konvergenzverhalten kann für den Druckterm `p_mean` beobachtet werden, für den bereits nach ungefähr 500 Schritten keine Änderung mehr erfolgt. Für die Beurteilung eines quasi-stationären Strömungsbildes ist der Geschwindigkeitsterm `magU_mean` am wichtigsten. Dieser erreicht ab ~ 3000 Iterationsschritten einen konstanten Wert. Deutlich länger benötigt der Term der turbulenten Energiedissipation `eps_mean`, welcher erst bei >5000 Iterationsschritten

konstant wird. Für eine Lösung des Dissipationsfeldes muss vorher das konvektive Strömungsfeld um v_{mag} ausreichend konvergiert sein. Demgegenüber fallen die Verläufe der Residuen (Abbildung 4.34, unten) während der Lösung innerhalb weniger Iterationsschritte um drei bis vier Größenordnungen, um sich anschließend bis zum 2.500 Iterationsschritt nur noch wenig zu ändern. Einzig die Geschwindigkeitsterme sinken leicht bis Schritt 2.000 auf ein lokales Minimum. Ab dem 3.000. Schritt beginnen die Residuen der Geschwindigkeits- und Turbulenzterme stark zu schwanken, mit starken Spitzen um bis zu zwei Größenordnungen. Dies setzt sich bis zur maximalen Schrittzahl fort, jedoch ohne eine Divergenz nach sich zu ziehen. Der Beginn der Schwankungen ab dem 3.000 Iterationsschritt geht zeitgleich mit der Konvergenz der Betragsmittelwerte einher (Abbildung 4.34, oben). Basierend darauf sollte angenommen werden, dass ein konvergenter Strömungszustand erreicht wurde und die weitere Berechnung keine Veränderung der Lösungsgüte mehr bewirkt.

Bei einer genaueren Untersuchung der Strömungsbilder wurde jedoch auch nach dem Konvergieren der fluidmechanischen Betragsgrößen eine kontinuierliche Änderung des Strömungsbildes beobachtet. In Abbildung 4.35 werden die Strömungsbilder zu je zwei Lösungs-Zeitpunkten (*Solution Time*) vor (2000 und 2500) und nach (3500 und 4000) Erreichen der Strömungsbildkonvergenz (3000) gegenübergestellt. Dabei weisen alle fünf Zeitpunkte unterschiedliche Strömungsbilder auf. Selbst nachdem die Mittelwerte und Residuen eine Konvergenz andeuten, entwickelt sich das Strömungsbild sukzessive weiter. Am deutlichsten tritt dies im Ringspalt oberhalb 0,7 z/H hervor, wo sich anhand der normierten Farbskalen unterschiedliche Strömungszustände ablesen lassen. Von den Zeitpunkten 3.000 bis 4.000 geht der lokale Zustand dort von einer Abwesenheit der Strömungsintensität über eine abwärts gerichtete, zu einer aufwärts gerichteten Strömung über. Auch die Höhe und Ausrichtung des gegenläufigen Sekundärwirbels am Reaktorboden

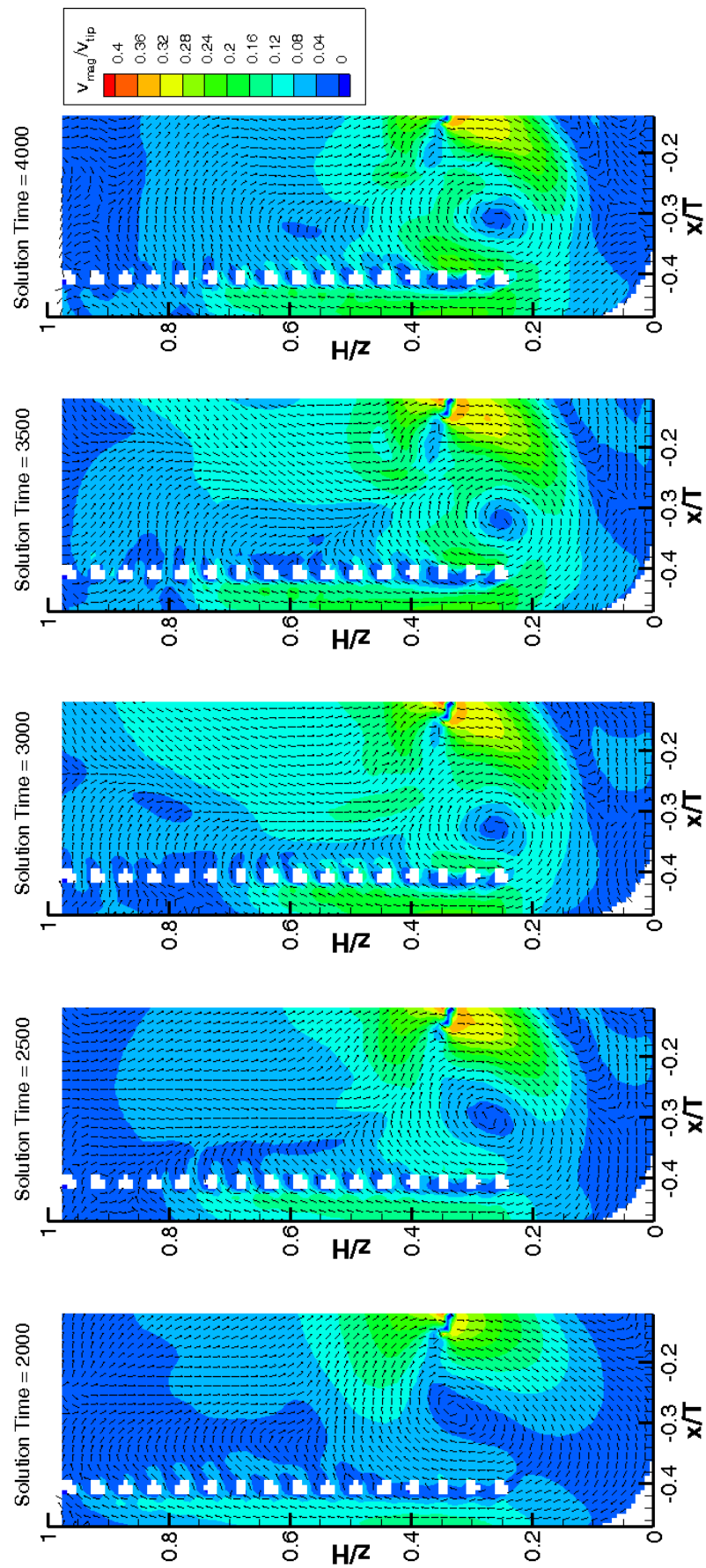


Abbildung 4.35: Vergleich der Strömungsbilder bei unterschiedlichen Konvergenzstadien. Nach Mittelwert- und Residuenverläufen ist eine Konvergenz ab Solution Time = 3000 erreicht.

ändert sich mit dem Lösungszeitpunkt. Ein charakteristisches Merkmal des Strömungsbildes stellt darüber hinaus der Ringwirbel am unteren Ende der Rohrschlangen dar.

Insgesamt ähnelt die Entwicklung der Strömungszustände nach dem Erreichen der Strömungsbildkonvergenz ab Schritt 3.000 stark einem instationären Strömungsbild, wie es im Video zum Anhang des SBR (PIV, Abschnitt 4.2.3.2.1) zu sehen ist. In dem Video sind trotz der phasensynchronen Aufnahme auch bei den experimentellen Werten sich periodisch ändernde Strömungsbilder mit einer niedrigeren Frequenz als die Rührerdrehfrequenz zu erkennen. Die Ähnlichkeit kann dahingehend erklärt werden, dass es mit einem stationären Solver nicht ohne weiteres möglich ist, ein Gleichungssystem mit mehreren möglichen Strömungszuständen eindeutig zu lösen. Wie in dem Video zu erkennen ist, liegen abhängig vom Beobachtungszeitpunkt mehrere mögliche Strömungszustände für das System vor. Die niedrig-frequenten Strömungscharakteristika legen zudem eine teilweise Unabhängigkeit von der Rührerstellung und Drehfrequenz nahe. Gleichzeitig stellt jeder dieser beobachteten Strömungszustände eine gültige Lösung für das zu lösende Gleichungssystem dar. Der SIMPLE-Algorithmus minimiert nun iterativ die Residuen um eine gültige Lösung des Gleichungssystems zu finden. Beim Vorliegen mehrerer möglicher Lösungen stellt jede gültige Lösung ein lokales Minimum für das algebraische Problem dar. Welche Lösung erreicht wird, hängt einzig von den anfänglich formulierten Start- und Nebenbedingungen ab. Im vorliegenden Fall erreicht der Solver ab dem 3.000 Schritt einen dieser möglichen Strömungszustände. Zu diesem Zeitpunkt ist der Geschwindigkeitsterm v_{mag} der Simulation bereits konvergiert, die weiteren Terme für k und ε jedoch noch nicht. Für diese Terme kann erst ab dem 5.000 Schritt eine Konvergenz beobachtet werden. Die Weitere Minimierung der bereits konvergierten Terme führt zu einer kontinuierlichen Änderung des Strömungsbildes, die sich gleichzeitig in unstetigen Residuenverläufen niederschlägt.

Aufgrund der starken Unterschiede der Strömungsbilder selbst nach Erreichen einer unvollständigen Konvergenz für die Geschwindigkeitsterme kommt der Wahl eines Extraktionspunktes eine hohe Bedeutung zu. Um die Ergebnisse der Simulation mit den experimentellen Daten der PIV vergleichen zu können, ist ein eindeutiges Kriterium

notwendig, um einen repräsentativen Strömungszustand auszuwählen. Charakteristisch für alle durchgeführten Simulationsfälle ist das Vorliegen dieser Strömungsbildkonvergenz.

Bei Betrachtung des Residuenverlaufes in Abbildung 4.34 (unten) ist einzig das Einsetzen des unstetigen Verlaufes (hier ~ 3.000) in Abgrenzung zum vorangehenden Bereich klar zu erkennen. Die Bereiche davor bzw. danach enthalten kaum charakteristische Merkmale und eignen sich nicht für die Formulierung eines Kriteriums. Gleichzeitig korreliert dieser Punkt mit dem Erreichen eines konstanten Wertes bei den Mittelwertverläufen (Abbildung 4.34, oben). Das Augenmerk dieser Arbeit liegt nun auf den Strömungsverhältnissen an den Rohrschlangen und damit insbesondere der lokalen Strömungsgeschwindigkeiten in Form von v_{mag} . Die lokale Turbulenz ist dabei zwar eine relevante Größe, jedoch hinter der Strömungsgeschwindigkeit nachrangig. Insofern werden für die Wahl des Extraktionszeitpunktes der quasi-stationären Simulation folgende Kriterien festgelegt:

1. Einsetzen einer unstetigen Entwicklung des Residuenverlaufes
2. Konvergenz des Terms der mittleren Betragsgeschwindigkeit v_{mag}

Die Wahlfreiheit des Extraktionszeitpunktes ist durch die Speicherung in einem Intervall von ± 500 Iterationsschritten zusätzlich eingeschränkt. Mit der Gewichtung auf die mittlere Strömungsgeschwindigkeit v_{mag} wird dabei in Kauf genommen, dass der Term für die mittlere Energiedissipation ε noch nicht auskonvergiert ist. Im gewählten Beispiel beträgt ε_{mean} zum Extraktionszeitpunkt (3000) noch $0,367 \frac{m^2}{s^3}$ und sinkt bis $ST = 5000$ weiter auf $0,266 \frac{m^2}{s^3}$, dort ändert sich der Wert nur noch minimal. Beim späteren Vergleich der Energiedissipationen sollte daher im Vorfeld eine betragsmäßige Abweichung von mindestens $\pm 35\%$ berücksichtigt werden.

4.3.2 Übertragbarkeit des Verfahrens

Hinsichtlich der Schwierigkeiten bei der zuvor beschriebenen Extraktion von Strömungszuständen zu unterschiedlichen Lösungszeitpunkten soll die Drehfrequenzabhängigkeit der Strömungsfelder vorab geprüft und mit den Daten der PIV verglichen werden. Die Untersuchung erfolgt hier exemplarisch für den SBR, bei dem in Abschnitt 4.2.3.2.1 bereits eine gute Skalierung der Strömungsprofile mit v_{tip} beobachtet wurde. Von Interesse sind bei der Betrachtung nur die Abweichungen der Profile untereinander, die Bedeutung für die Rohrschlangenumströmung wurde bereits diskutiert. Für die Drehfrequenzen von 97 bis 389 rpm sind die Strömungsprofile der CFD (gestrichelt) im Ringspalt in Abbildung 4.36 dargestellt. Die Fälle wurden nach dem oben beschriebenen Kriterium zu je unterschiedlichen Lösungszeiten

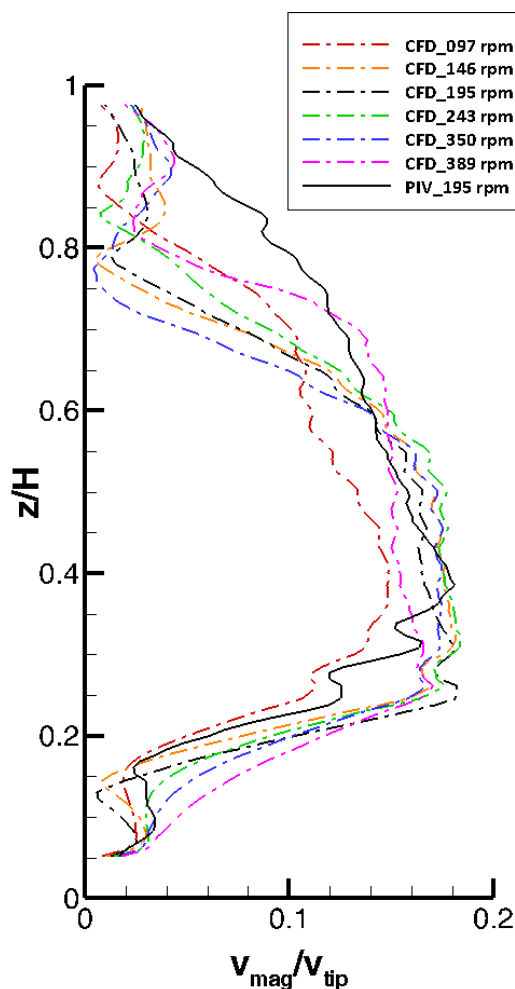


Abbildung 4.36: Drehzahlabhängigkeit der Strömungsprofile im Ringspalt für den SBR aus CFD-Simulationen im Vergleich mit der PIV-Messung

extrahiert, mit aufsteigender Drehfrequenz lauten die jeweiligen Lösungszeiten 5500, 5000, 4500, 4000, 3500, und 3000. Bei höheren Drehfrequenzen wird der Konvergenzpunkt entsprechend früher erreicht. Die Wahl der Extraktionszeitpunkte ist gleichzeitig auf Intervalle von 500 Iterationschritten beschränkt. Für die höchsten Drehfrequenzen 350 und 389 rpm konnte beim SBR keine genaue Unterscheidung gemacht werden.

Die Profile in Abbildung 4.36 weisen in großen Teilen eine Übereinstimmung der Verläufe auf. Abweichungen finden sich für die niedrigste und höchste Drehfrequenz. Bei 97 rpm ist das Profil insgesamt von der Intensität geringer und von der Lage leicht nach oben verschoben - bei 389 rpm ist die Übereinstimmung in der unteren

Reaktorhälfte hoch, bei $0,7 z/H$ jedoch weiter nach oben ausgedehnt. Bei Letzterem zeigt sich so der Einfluss des gewählten Extraktionszeitpunktes.

Zusätzlich ist in Abbildung 4.36 ein Profil der PIV Messung gezeichnet (schwarz, uni). In bis zu $2/3$ der Reaktorhöhe ergibt sich eine gute Übereinstimmung der unterschiedlichen Verfahren. Oberhalb dieses Bereichs fällt das Profil der CFD rapide ab, während die PIV eine Durchströmung des Bereichs $>0,6 z/H$ anzeigt.

Gegenüber den experimentellen Messungen liegt in diesem Bereich eine systematische Fehlerquelle durch die vereinfachte Behandlung der Flüssigkeitsoberfläche vor. Die Simulationen wurden zur Minimierung der Rechenzeit für ein einphasiges System durchgeführt, bei dem der Reaktor als geschlossener Zylinder behandelt wurde. Die Behandlung der Oberfläche als normale, reibungsbehaftete Wand würde eine Impulssenke an der Grenzfläche darstellen, wodurch die Fluidgeschwindigkeit zusätzlich reduziert würde. Die Flüssigkeitsoberfläche wurde daher in den Randbedingungen (vgl. Abschnitt 3.3) als feststehende, reibungsfreie Wand betrachtet. An der Flüssigkeitsoberfläche erfolgt dabei keine Bewegung der Grenzschicht in Vertikalrichtung mit Trombenbildung, wie sie in den PIV-Experimenten beobachtet wurde. Ähnliche Beobachtungen wurden auch in der Arbeit von Stefan [72] gemacht, der für vergleichende Untersuchungen in einem einphasigen Reaktormodell zunehmend schlechtere Übereinstimmungen mit experimentellen Daten nahe der Flüssigkeitsoberfläche fand. Die Strömungsfelder der CFD in rührerfernen Bereichen ($>0,6 z/H$) nahe der Flüssigkeitsoberfläche sind daher nur eingeschränkt aussagekräftig.

Insgesamt können mit dem vorgeschlagenen Auswahlkriterium trotz der Vereinfachungen eine ausreichende Übereinstimmung der Profile in der ROI erreicht und damit potentiell ähnliche Strömungszustände aus dem Simulationsfällen extrahiert werden. Eine Einschränkung bei der Wahl des Extraktionspunktes stellt die verfügbare Intervallbreite, sowie der asymptotische Verlauf der Mittelwerte in der Nähe der exakten Lösung dar. Gute Übereinstimmungen werden tendenziell in der Nähe des Rührorgans gefunden. Die prinzipielle Anwendung als unabhängiges Vergleichsverfahren ist hier demnach gegeben.

4.3.3 Vergleich mit experimentellen Daten

Für einen aussagekräftigen Vergleich der Strömungs- und Turbulenzfelder aus unterschiedlichen Quellen wird die Untersuchung in diesem Abschnitt auf die Rührertypen 6BS und SBR beschränkt. Einerseits sind diese repräsentativ für die Grundtypen radial- und axial-fördernder Rührorgane, andererseits stellen diese durch ihre weite Verbreitung in Forschung und Industrie eine wichtige Bezugsgröße für rührtechnische Untersuchungen dar.

4.3.3.16-Blattscheibenrührer

Bei dem 6BS wurde bei der Untersuchung der Drehfrequenzabhängigkeit ein Umschlagpunkt mit einer auffallenden Änderung der Strömungsbildes zwischen 146 und 195 rpm beobachtet (Typ I und Typ II), bei dem die Lage der Zirkulationskreisläufe

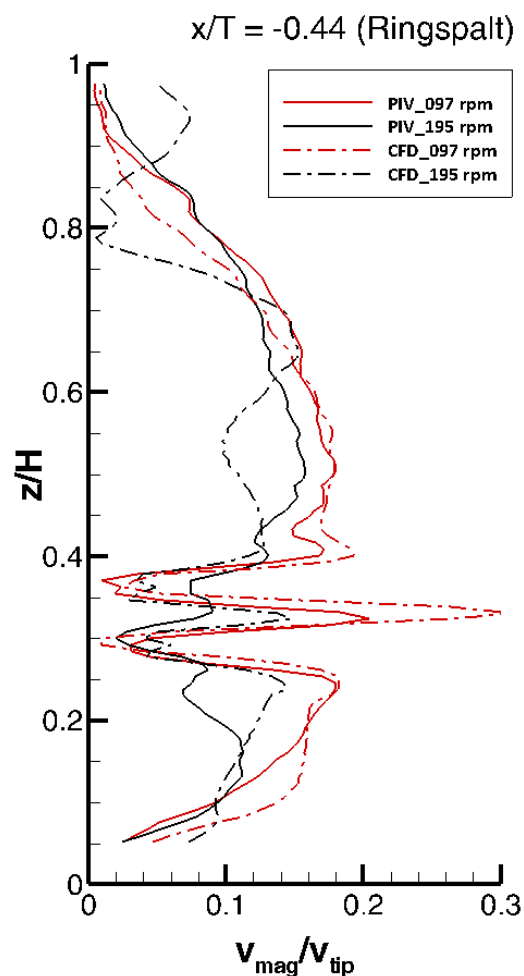


Abbildung 4.37: Vergleich von CFD und PIV-Daten der Strömungsprofile des 6BS beim Umschlagpunkt

um eine Rohrreihe nach unten verschoben wird. Abbildung 4.37 vergleicht die Profile im Ringspalt zwischen 97 und 195 rpm ($Re = 5.000$ und 10.000) für die Daten aus PIV und CFD. Bei der niedrigen Drehfrequenz (rot) liefern die Verfahren eine hervorragende Übereinstimmung der Strömungsprofile, lediglich das Geschwindigkeitsmaximum des Peaks auf Rührerhöhe wird von der CFD stärker dargestellt. Nach dem Umschlagpunkt (schwarze Linien) brechen die Geschwindigkeiten auf Rührerhöhe stark ein, auch für den unteren Kreislauf ($<0,25 z/H$) wird ein Abfall der Geschwindigkeit angezeigt. Der deutliche Peak auf Rührerhöhe ist in schwächerer Ausprägung in den Profilen der CFD zu sehen. Starke Abweichungen in den Ergebnissen der Verfahren zeigen sich im oberen Bereich

(>0,4 z/H , schwarze Linien), wo die CFD eine größere Dynamik anzeigt, die von der PIV so nicht gefunden wird. Diese Beobachtung ist auf die bekannten Einschränkungen der CFD im rührerfernen Bereich nahe der Flüssigkeitsoberfläche zurückzuführen.

Die Gesamtströmungsbilder der Verfahren bei 195 rpm sind in Abbildung 4.38 gegenübergestellt. Die Strömungsprofile im Ringspalt haben bereits signifikante Abweichungen im oberen Reaktorbereich vorweggenommen. Im CFD-Bild erfolgt die Rückströmung des oberen Kreislaufts zwischen 0,55 und 0,75 z/H , gefolgt von einem Bereich stagnierenden Fluids bis 0,85 z/H . Darüber ist ein weiterer Teil einer schräg nach oben gerichteten Rückströmung zu finden. Dieses linke Strömungsbild widerspricht der Intuition eines stationären Strömungszustands, bei dem sich die Impulsquelle des Strömungssystems im unteren Drittel des Reaktors befindet. Auch die nicht sichtbare *out-of-plane* Komponente liefert keine hinreichende Erklärung für einen Wiederanstieg der Geschwindigkeit in diesem Bereich. Diese Beobachtung kann einerseits als Schnappschuss eines seltenen, instationären Strömungszustands, induziert durch die vereinfachte Behandlung der Flüssigkeitsgrenzfläche, gedeutet werden.

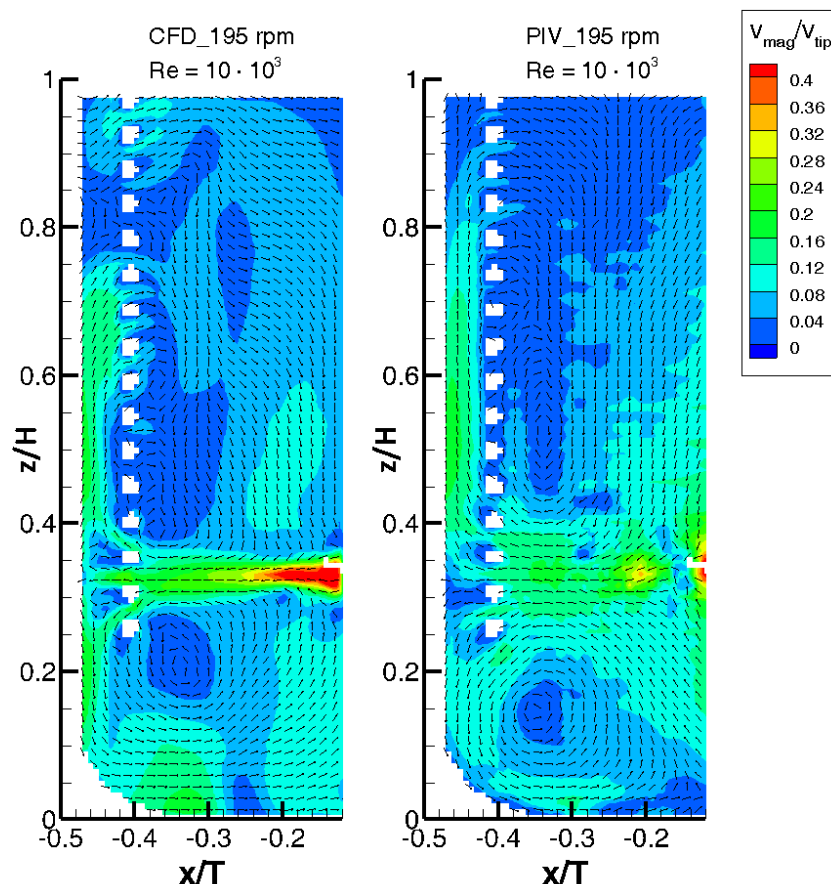


Abbildung 4.38: Vergleich der Strömungsbilder des 6BS bei 195 rpm aus CFD – Simulation und PIV-Messung

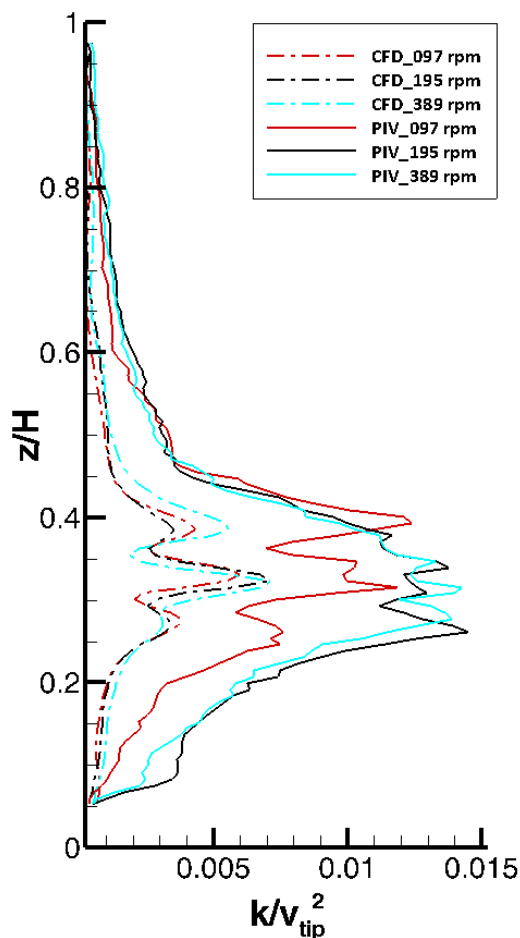


Abbildung 4.39: Turbulenzprofile für den 6BS aus CFD und PIV-Messungen

Andererseits kann das Strömungsbild der CFD-Messung im oberen Reaktordrittel auch als mathematisch richtige, jedoch unphysikalische Lösung des Gleichungssystems aufgefasst werden. Trotz dessen zeigen alle Verfahrensvergleiche eine hohe Ähnlichkeit von Geschwindigkeitsniveau und Verteilung im Reaktorraum, die sich nur aus festgelegter Drehfrequenz und Geometrie des Systems ergibt. Das Makroströmungsbild ist mit beiden Verfahren unmittelbar zu erkennen.

Ein Vergleich der normierten Turbulenzprofile im Ringspalt kann Abbildung 4.39 entnommen werden. Die Drehfrequenzen entsprechen den Reynoldszahlen 5.000, 10.000 und 20.000. Die

Werte der normierten TKE aus dem RANS-Modell der CFD-Simulation ähneln mit der starken Betonung auf Rührerhöhe dem Verlauf der PIV-Messungen, sind jedoch um den Faktor $\frac{1}{2}$ geringer als die direkt aus den Schwankungsbewegungen berechneten Werte. In beiden Verfahren wird ein lokaler Anstieg auf Höhe der Rohrspaltendurchströmung gefunden. Ein drehfrequenzabhängiger Unterschied der CFD-Daten ist nicht zu erkennen, obwohl die Geschwindigkeitsprofile in Abbildung 4.37 für den gezeichneten Bereich selbst unterschiedlich sind.

Die verwendeten Berechnungsmodelle zur Abschätzung der lokalen Energiedissipation sollen auch mit dem RANS-Modell der CFD-Daten verglichen werden. Abbildung 4.40 stellt die Ergebnisse für die Ringspaltströmung der drei Modelle gegenüber. Die Normierung der turbulenten Energiedissipation erfolgt über die Größe $d^2 n^3$. Die Werte aller Modelle sind auf die Höhe des Rührerstrahls konzentriert. Die Dissipationsprofile aus PIV-Messungen sind tendenziell flacher und weniger stark ausdifferenziert,

demgegenüber ist im RANS-Profil die Durchströmung der einzelnen Rohrreihen als deutliche Peaks klar erkennbar. Hinsichtlich der Maxima liegt das RANS-Modell mit $0,3 d^2 n^3$ zwischen den Werten der PIV-Modelle mit $0,1$ (sgs) und $0,5 d^2 n^3$ (dim), wobei die Basislinie des RANS-Modells, also abzüglich der intensiven Peaks, auf dem Niveau des sgs-Modells liegt. Dahingehend sind die Werte der beiden Modelle ähnlicher, weshalb der Einfluss der Drehfrequenz an diesen Modellen diskutiert werden soll.

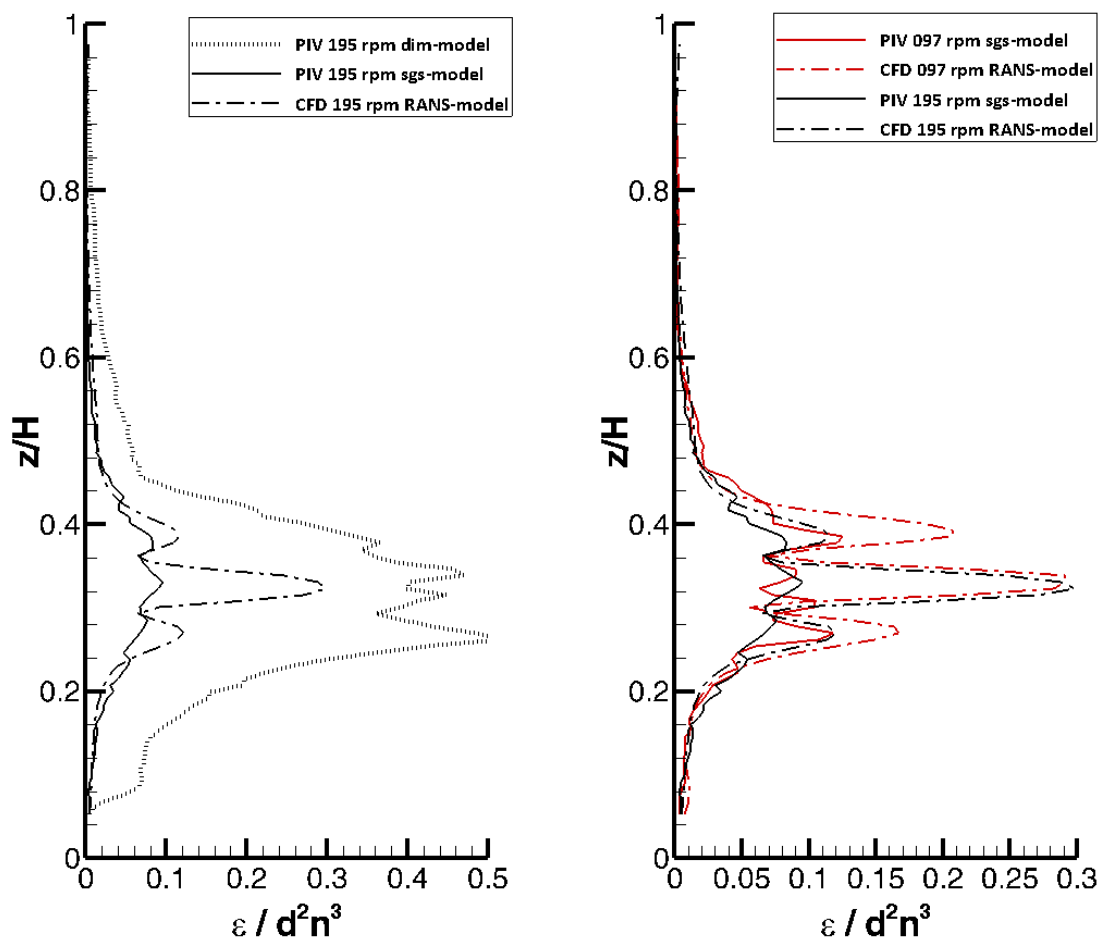


Abbildung 4.40: Energiedissipationsprofile für den 6BS. Links: Vergleich von dim-, sgs- und RANS-Modell. Rechts: Vor und nach dem Umschlagspunkt

Abbildung 4.40 (rechts) vergleicht dazu die Dissipationsprofile vor und nach dem Umschlagspunkt. Für das sgs-Modell skalieren die Profile gut mit der Drehfrequenz, beim RANS-Modell ist 97 rpm der Peak bei $0,4 z/H$ stark ausgeprägt, was eine andere Durchströmung der Rohrspalte nahelegt (vgl. Abbildung 4.38, Bereich der Rührerhöhe). Im Verlauf der Basislinie stimmen die Profile der beiden Verfahren gut überein.

4.3.3.2 Schrägblattrührer

Die Drehfrequenzabhängigkeit der Strömungsfelder des SBR wurde zuvor im Rahmen der Übertragbarkeit des Verfahrens (Abschnitt 4.3.2) betrachtet. Dabei wurde innerhalb der Messreihen aus der CFD bis auf zwei Fälle eine gute Übereinstimmung der Profile erreicht (Abbildung 4.36). Die höchste und niedrigste Drehfrequenz zeigen abweichende Verläufe, die auf Schwierigkeiten bei der Auswahl des Konvergenzpunktes zurückzuführen sind.

Der dort bereits vorgezogene Vergleich mit der PIV zeigte eine nennenswerte Übereinstimmung der Profile bei 195 rpm im Bereich 0 bis 0,6 z/H . Für eine umfassendere Darstellung wurden die Gesamtströmungsbilder bei dieser Drehfrequenz in Abbildung 4.41 zusammengestellt. Sowohl in Lage als auch Intensität werden die relevanten Strömungscharakteristika (Rührerstrahl, unterer Sekundärwirbel) in beiden Bildern wiedergefunden. Abweichungen sind erwartungsgemäß $>0,5 z/H$ sichtbar. Im Innenraum an den RS zeigt die PIV einen Abfall an der Strömungsgeschwindigkeit an, die Rückströmung aus den RS oberhalb 0,8 z/H . Bei der CFD strömt das Fluid im Ringspalt

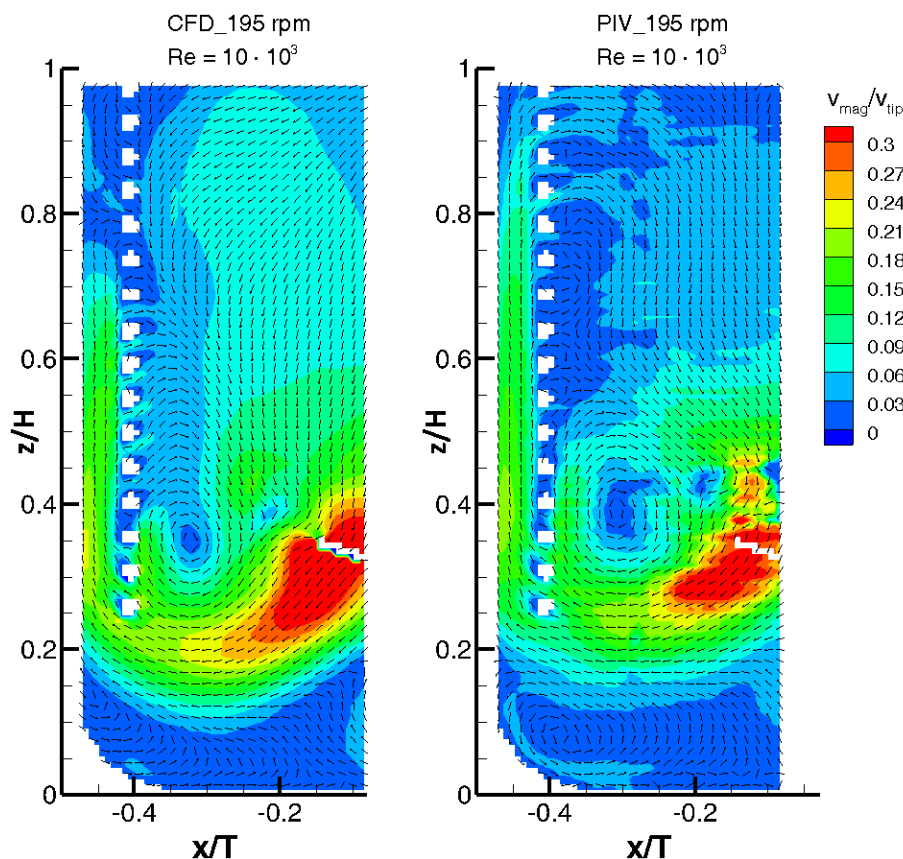


Abbildung 4.41: Vergleich der Strömungsbilder des SBR bei 195 rpm aus CFD-Simulation (links) und PIV-Messung (rechts)

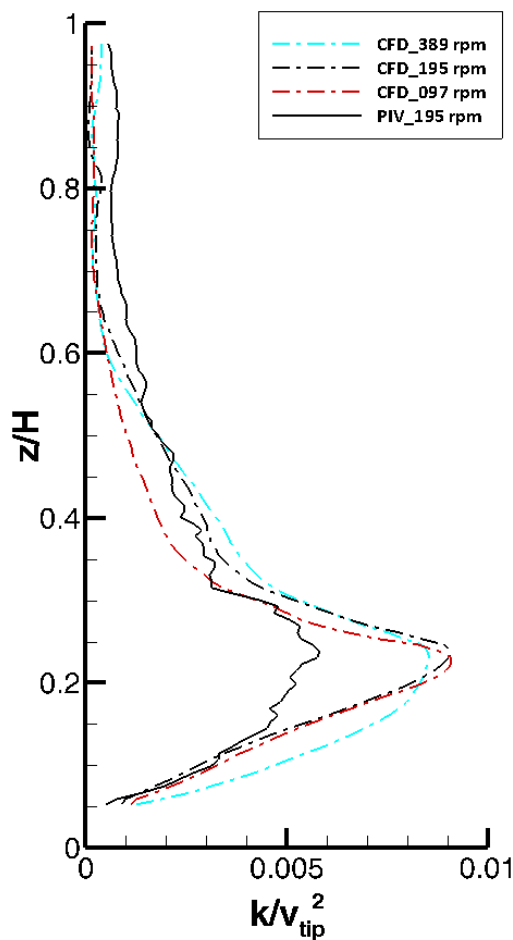


Abbildung 4.42: Turbulenzprofile für den SBR aus CFD-Simulation und PIV-Messungen

bis $0,7 z/H$ zurück, darüber liegt eine stagnierende Region vor. Der Innenraum wird von der CFD im oberen Teil insgesamt stärker durchströmt dargestellt.

Abbildung 4.42 stellt die normierten Turbulenzprofile der CFD im gesamten Drehfrequenzbereich (97, 195 und 389 rpm), sowie ein Profil der PIV bei 195 rpm gegenüber. Seitens der PIV wurde eine gute Skalierung mit der Drehfrequenz in Abbildung 4.13 (rechts) gefunden, womit das Profil repräsentativ ist. Auch die Profile der CFD zeigen untereinander eine hohe Übereinstimmung mit gleichen Maxima bei $0,009 k/v_{tip}^2$. Das Profil bei 389 rpm ist in der Vertikalen etwas breiter, was auch dem Strömungsprofil in Abbildung 4.36 entspricht. Untereinander zeigen die Verfahren ähnliche Verläufe mit Maxima

auf gleicher Höhe ($0,22 z/H$), jedoch einem niedrigerem Wert seitens der PIV mit $0,005 k/v_{tip}^2$.

Der Einfluss der unterschiedlichen Dissipationsmodelle ist in Abbildung 4.43 dargestellt, die die jeweiligen Profile in Ringspalt und Innenraum gegenüberstellt. Der Großteil der Strömung erfolgt in vertikaler Richtung entlang der Ordinatenachse. Eine Abstufung durch die einzelnen Rohrreihen ist auch im Profil des RANS-Modells nicht erkennbar. Im Ringspalt finden sich die höchsten Dissipationswerte leicht unterhalb der Rührerhöhe bei $0,23 z/H$. Für dim- und RANS-Modell werden dort ähnliche Maxima von $0,14 d^2 n^3$ erhalten, das Maximum des sgs-Modells liegt um den Faktor 7 niedriger bei $0,02 d^2 n^3$. Demgegenüber unterscheiden sich die Profile von dim- und RANS-Modell in Innenraum erheblich. Das RANS-Modell liegt hier näher an den Maxima des sgs-Modells ($0,08 d^2 n^3$

und $0,022 d^2 n^3$), das dim-Modell deutlich höher mit $0,34 d^2 n^3$ bei niedriger Höhe von $0,2 z/H$.

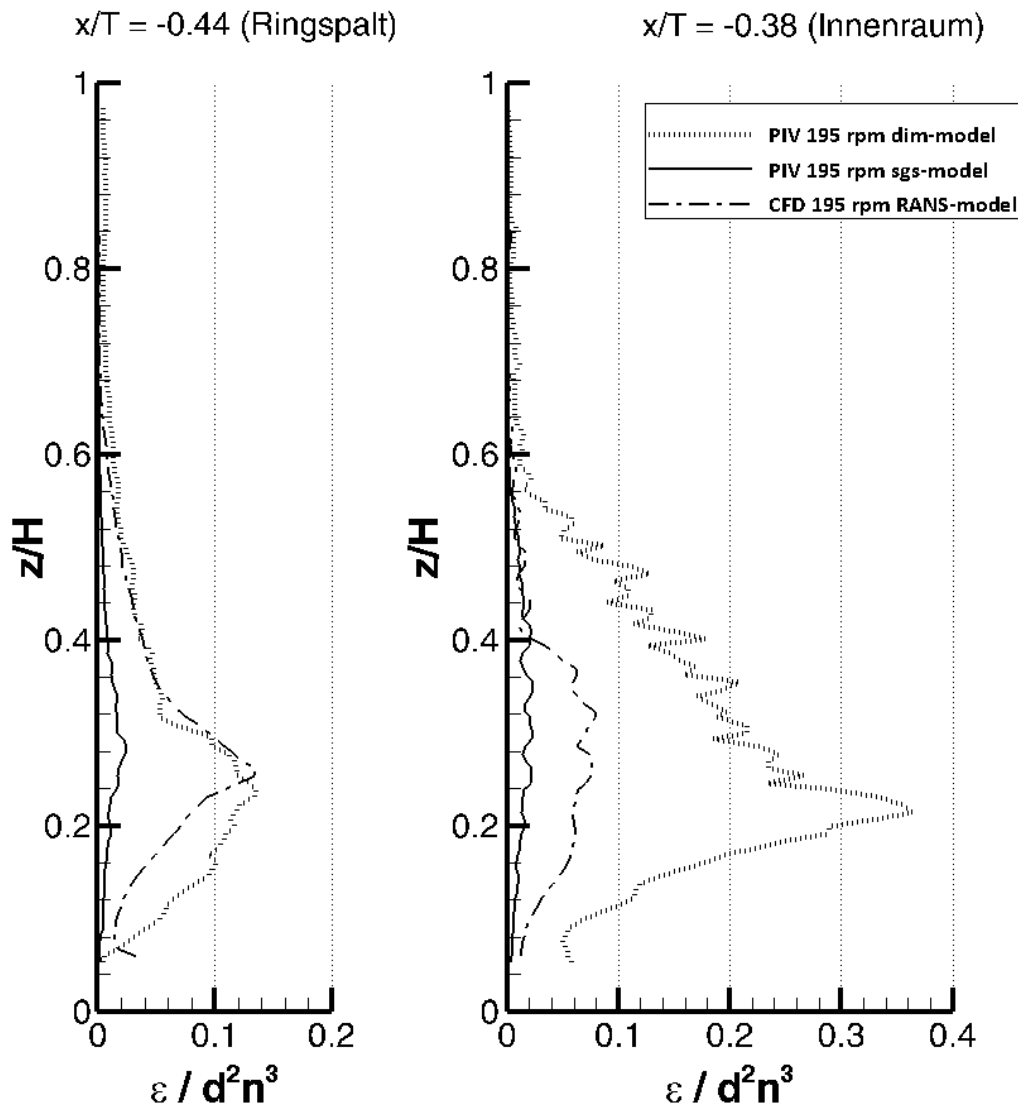


Abbildung 4.43: Vergleich der Dissipationsprofile unterschiedlicher Modelle für den SBR im Ringspalt und Innenraum

Trotz des geringen örtlichen Abstands der LinePlots liegt das Dissipationsprofil des dim-Modells im Ringspalt deutlich niedriger (Faktor 3) als im Innenraum und unterscheidet sich dahingehend von den anderen Modellen, bei denen die lokalen Dissipationen tendenziell gleich (sgs-Modell) oder im Ringspalt gar höher (RANS-Modell) waren. Ein merklicher Anstieg der Turbulenz- und Dissipationsgrößen nach dem Eintritt in den Ringspalt wurde bereits in Abbildung 4.14 und Abbildung 4.15 beobachtet.

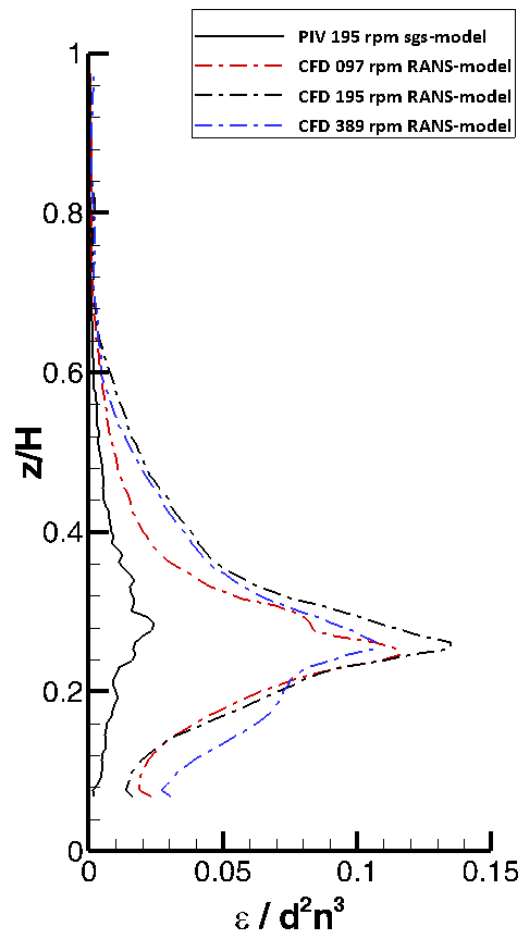


Abbildung 4.44: Vergleich der Dissipationsprofile für unterschiedliche Drehzahlen im Ringspalt des SBR

Obgleich der wertemäßigen Übereinstimmung von dim- und RANS-Modell im Ringspalt liegt für das sgs-Modell insgesamt die größere Ähnlichkeit mit den simulativen Ergebnissen vor. Die Maxima der Dissipationsprofile werden an denselben Orten wiedergefunden sowie die örtlichen Änderungen in der Nähe der Rohrschlangen ähnlich wiedergegeben. Der zahlenmäßige Unterschied des RANS-Modells beträgt konstant das 4 bis 6-fache des sgs-Modells in der gesamten Rohrschlangenregion. Abbildung 4.44 zeigt dahingehend auch die weitestgehende Unabhängigkeit der Rührerdrehfrequenz des Strömungsbildes der CFD.

4.4 Fehlerbetrachtung

4.4.1 PIV

Hervorzuhebendes Merkmal der PIV ist, dass bei korrekt eingestellten Messparametern das wahre Strömungsbild abgebildet wird. Die kleinste abgebildete Fluidbewegung ergibt sich aus der Größe der transportierten Partikel, die letztendliche Auflösung des Geschwindigkeitsfeldes ist durch die finiten Skalen gegeben, die aus der Größe der *interrogation areas (IA)* resultieren. Die Anforderung der optischen Zugänglichkeit stellt die größte Einschränkung für eine erfolgreiche Messung dar, woraus sich für das gegebene Modell zwei potenzielle Fehlerquellen ergeben:

1. Reflektionen des Lichtschnittes an Metall-Oberflächen (Rührorgane) und der Grenzfläche Flüssigkeit/Luft
2. Verzerrungen des Kamerabildes durch ungenaue Brechungsindex-Anpassung

Beim seitlichen Eintritt des Lichtschnittes in den Behälter nahe der Zylinderachse kommt es zwangsläufig zu Reflektionen am bewegten Rührorgan. Durch die phasensynchrone Messung steht dieses in den Aufnahmen aber praktisch fest, wodurch eine gleichmäßige Rückreflektion resultiert, die jedoch gut gehandhabt werden kann. Diese zeitlich konstanten Reflektionen führen zu einer ungleichmäßigen Ausleuchtung des Behälters, was jedoch im Postprocessing berücksichtigt werden kann. Relevanter sind diese Reflektionen für die empfindlichen Kameras, da das sonst diffus gestreute Licht direkt in Richtung der Kamera gelenkt wird und diese permanent schädigen kann. Dahingehend wurde der Aufnahmebereich der Kamera so beschnitten, dass nur bis kurz vor die Mittelachse bei $x/T = -0,08$ gemessen wurde. Dadurch dass der Lichtschnitt durch eine Optik aufgeweitet und von der Seite in den Behälter geführt wird, treffen die oberen Bündel des Lichtschnittes zwangsläufig auf die Grenzfläche zur Luft an der Flüssigkeitsoberfläche (vgl. Abbildung 3.7). Im gerührten Prozess ist diese Grenzfläche unter ständiger Bewegung, wodurch es zu unregelmäßigen Reflektionen im Fluid kommt, die die Messung nahe der Grenzfläche erheblich einschränken. Analog wurde daher der Bildausschnitt begrenzt und bis zu einer Höhe von $z/H = 0,97$ aufgenommen.

Durch Temperaturschwankungen während einer Versuchsreihe kann es durch die starke Temperaturabhängigkeit des Brechungsindex zu geringen Änderungen des Brechungsindex kommen, wodurch die genaue Anpassung aufgehoben wird. Infolgedessen werden die Partikel nicht mehr als Punkte abgebildet, sondern zu Linien verzerrt (*Astigmatismus*, vgl. Abbildung 3.8). Im Auswerteverfahren führt dies zu vermehrt fehlerhaft bzw. falsch erkannten Vektoren, die das als glatt angenommene Strömungsfeld in der Region verfälschen. Betroffen hiervon sind nur Regionen hinter den Rohrschlangen im Reaktorkern. Demgegenüber stellt die große Flüssigkeitsmenge (11 L) außerhalb des gerührten Behälters einen Temperaturpuffer dar, womit starke Temperaturschwanken weitgehend reduziert werden.

Die Genauigkeit einer PIV-Messung wird bei optimalen Bedingungen allgemein mit 0,1 px angegeben [96]. Voraussetzung dabei ist die Einhaltung von guten Messparametern (*best practice parameters*) bei der Bildaufnahme, unter denen die eingesetzten mathematischen Verfahren zur Bestimmung des Partikelversatzes mit der höchsten Genauigkeit arbeiten. Eine Reihe von optimalen Aufnahmeparametern ist in den Arbeiten von Raffel [48] und Adrian [97] zu finden, wie z.B. einem Durchmesser von 3 Pixeln eines abgebildeten Partikels oder einem mittleren Versatz des Partikelkollektivs von $\frac{1}{4}$ der Größe der IA. Neben der konsequenten Einhaltung dieser Parameter für die PIV-Messungen in dieser Arbeit wurden die ermittelten Vektorfelder zusätzlich mit der Methode *Subpixel Analysis* im DS untersucht [50]. Mit der Methode können schlechte Optikeinstellungen oder eine zu kurz gewählte *time between pulses* erkannt werden, die sich negativ auf die Auswertegenauigkeit auswirken können [50]. Mit einer mittleren Partikelbewegung von $\frac{1}{4} \cdot 32 \text{ px}$ (Größe des IA) = 8 px ergibt sich ein minimaler Fehler von 0,3 % seitens der PIV-Messung für einen einzelnen Geschwindigkeitsvektor. Die verwendete Triggerbox zur Taktung des Lasers und der Kameras arbeitet mit einer äußerst hohen Genauigkeit von $\pm 1 \text{ ns}$, wodurch im Verhältnis zum Belichtungszeitraum der Kamerabilder ($\sim 10 \mu\text{s}$) der zeitliche Fehler der Geschwindigkeitsmessung nicht ins Gewicht fällt.

4.4.2 CFD

Die Angabe eines quantitativen Fehlers der physikalischen Modellierung kann nur aus dem Vergleich mit hoch qualitativen experimentellen Messdaten gelingen [98]. Aus dieser Tatsache resultiert auch der Ansatz zweier unterschiedlicher Messmethoden zur gegenseitigen Validierung für die Untersuchung von Strömungsfeldern. Die möglichen Fehlerquellen einer Simulation ergeben sich folgend aus dem formulierten, physikalischen Modell bzw. Ausgangsbedingungen (*boundary conditions*) sowie den tatsächlichen numerischen Fehlern.

Eine besondere Herausforderung bei der Aufarbeitung der Daten aus numerischen Strömungssimulationen stellt das beobachtete quasi-stationäre Strömungsbild dar. Dies resultiert aus der Tatsache, dass im gerührten Behälter ein offensichtlich instationäres Strömungsfeld vorliegt, welches nicht ohne weiteres mit einem stationären Lösungsverfahren abgebildet werden kann. Insofern ist diese Einschränkung als Fehler des physikalischen Modells aufzufassen. Dahingehend wurde ein Auswahlkriterium auf Basis der Mittelwert- und Residuenverläufe entwickelt, um einen repräsentativen und reproduzierbaren Strömungszustand aus der Vielzahl von Lösungen extrahieren zu können. Einschränkend kam hinzu, dass die Speicherung des gelösten Strömungszustands in regelmäßigen Intervallen von 500 Schritten die Auswahlmöglichkeit eines Strömungsbildes deutlich limitiert. Eine Verkürzung der Speicherintervalle wurde erwogen, jedoch als nicht hilfreich erachtet, da die Qualität der Simulation in späteren Arbeiten mit anderen Mitteln erheblich verbessert werden kann (siehe Ausblick in Abschnitt 7.1).

Weitere, sichtbare Fehler der Simulation ergaben sich aus der vereinfacht angenommenen, feststehenden Flüssigkeitsoberfläche (*surface*), durch die sogar teilweise physikalisch falsche Strömungsbereiche im oberen Teil des Reaktors induziert wurden. Zur Beseitigung dieses Problems muss die Simulation auf ein 2-Phasensystem erweitert werden. Damit kann die Interaktion des Fluids mit der Luft, einschließlich der Bildung einer Rührertrombe, berücksichtigt werden.

Eine grundlegende Problematik ergibt sich aus der Art der verglichenen Strömungszustände. In der PIV wurde ein Ensemble-Mittelwert über mehrere

unabhängige Strömungsbilder bei gleicher Rührerstellung gebildet. Im Anschluss wurden aus den Differenzen der Schwankungen zum Mittelwert weitere Turbulenzgrößen berechnet. Demgegenüber entspricht das Ergebnis der Strömungssimulation keineswegs dem eines Mittelwerts. Vielmehr werden durch iterative Lösung der zeitunabhängigen Differentialgleichungen ein bzw. mehrere Strömungszustände aufgefunden, die alle entsprechend den genannten Konvergenzkriterien je einem *einzigem* möglichen Strömungsbild entsprechen. Die Turbulenzgrößen werden dabei gleichzeitig durch gekoppelte Differentialgleichungen erhalten. Ein physikalisch sinnvoller Vergleich entspräche einer ausreichend langen, transienten Simulation, bei der anschließend über einen ähnlich langen Zeitraum phasensynchron gemittelt wird. Diese Option stand aufgrund der stark vereinfachten, stationären einphasigen Simulation zur Verfügung.

Weitere vorhandene, aber nicht genauer abzuschätzende (numerische) Fehler, resultieren aus der Simulation an sich. Dies umfasst z.B. Fehler aus den Vereinfachungen des mathematischen Modells sowie rechnerische Fehler, etwa bei der Approximation der Differentiale. Dies betrifft auch Fehler durch die Größe des erstellten Gitters, welches immer ein Kompromiss aus verfügbarer Rechenleistung und geforderter Genauigkeit ist. Auf eine genauere Untersuchung der Lösungskonsistenz, der Annäherung der numerischen an die analytische Lösung durch Verfeinerung des Gitters, wurde hier verzichtet. Aus den genannten Gründen sollten zukünftige Strömungssimulationen mit einem transienten Solver und der Berücksichtigung einer zweiten Luftphase oberhalb des Reaktors berücksichtigt werden, sowie den Gittereinfluss erörtern.

Zusammenfassend stellt die vereinfachte Formulierung des physikalischen Modells (stationäre, einphasige Simulation) die größte Fehlerquelle dar. Trotz der schwierigen Handhabung der Daten aus Strömungssimulationen wurde im Vergleich mit der PIV eine erstaunlich gute Übereinstimmung erzielt. Für den unteren Bereich des Behälters in Umgebung des Rührers stimmten Strömungsprofile betragsmäßig gut überein, insbesondere beim SBR wurde auch seine hohe Ähnlichkeit des Gesamt-Strömungsbildes ausgemacht. Auch wenn die CFD-Strömungsbilder in konkreten Punkten mit den PIV-Daten teils nicht übereinstimmten bzw. unplausibel waren,

wurden die bestimmten Zahlenwerte der Geschwindigkeiten und Energien stets in ähnlicher Größenordnung, oft mit hoher Übereinstimmung erhalten. Entsprechend wird auch die Geschwindigkeits- und Energieverteilung im Reaktor gut von beiden Verfahren wiedergefunden. Für eine direkte Validierung mit experimentellen Ergebnissen ist die Qualität der Simulation in der realisierten Form jedoch noch nicht ausreichend.

4.5 Fazit der Dissipationsmodellierung

Im Rahmen der Strömungsfelduntersuchungen wurde ein zusätzliches Augenmerk auf die Abschätzung der turbulenten Energiedissipation gelegt. Die Leistungen der unterschiedlichen Modelle sollen hier kurz miteinander verglichen und diskutiert werden.

Das dim-Modell ist eine einfache, aber immer noch probate Abschätzungsmethode [39] für die lokale Energiedissipation. Dabei wurden in der Ringspaltregion vergleichsweise hohe Werte für ε gefunden, was auf die Anwendung eines konstanten Wertes für den integralen Längenmaßstab Λ zurückzuführen ist. Mehrere Autoren [14,76,79] haben gezeigt, dass Λ im gerührten Behälter sehr ungleichmäßig verteilt ist und in Entfernung vom Rührer bis auf den 2,6fachen Wert ansteigen kann, womit die Dissipation um denselben Wert sinken würde. Die Bestimmung von Λ kann über eine zeitliche oder örtliche Autokorrelation erfolgen, was jedoch aufgrund einer nicht ausreichenden zeitlichen bzw. räumlichen Auflösung der Messdaten nicht möglich war.

Das sgs-Modell wurde in Anlehnung an das LES-Modell in der CFD entwickelt und zeichnet sich durch eine deutlich genauere Abschätzung der Dissipation aus. Gabriele et al. [94] haben dazu die lokale Energiedissipation mit dem sgs- und dim-Modell berechnet, die Ausschnitte über einen Teil des Behältervolumens integriert und mit dem mittleren Leistungseintrag über die Rührwelle verglichen. Die integrale Energiedissipation des sgs-Modells lag dabei um den Faktor 2, die des dim-Modells mit angepasster ILS um den Faktor 5 über dem mittleren Leistungseintrag. Einen starken Einfluss auf den Wert der lokalen Energiedissipation hat dabei die Smagorinsky-Konstante, die zum Quadrat in die Gleichung eingeht. Der gegebene Wert von $C_s = 0,17$ wurde durch die Theorie isotroper Turbulenz bestimmt und ist weitestgehend etabliert [83] in der CFD. Neuere Arbeiten von Meyers et al. [99,100] führen anhand von

theoretischen Überlegungen eine variable Smagorinsky-Konstante ein, deren Wert zwischen 0,1 bis 0,13 liegt und von der Gitterweite Δ abhängt, um genauere Ergebnisse für ε zu erzielen. Eine Anpassung der Konstante ist daher vielversprechend, sollte jedoch stets im Vergleich zur integralen Dissipation erfolgen, bei dem das Integral über den gesamten Reaktor anhand mehrerer Messungen gebildet wurde.

Gegenüber den Ansätzen der PIV-Auswertung, wo die Dissipation auf Basis der lokal gemessenen Strömung abgeschätzt wird, berücksichtigt die CFD auch eine Form der Energiebilanzierung. Im Zuge des RANS-Modells wird bei der Lösung der Gleichungen die Energiebilanz lokal für jedes Volumenelement gelöst, so dass sich die Ortsabhängigkeit der Energiedissipationen nur auf die direkt angrenzenden Volumenelemente erstreckt.

Mit dem Wissen um die Charakteristika der jeweiligen Modelle sollen die Ergebnisse der drei Methoden gezielt beurteilt werden. Abbildung 4.40 und Abbildung 4.43 stellen die lokalen Dissipationsprofile der drei untersuchten Verfahren gegenüber. Bei beiden Rührer stimmen, bezogen auf die Basislinie, die Profile des sgs-Modells in der Größenordnung gut mit denen des RANS-Modells überein, wogegen das dim-Modell deutlich darüber liegt. Auch bei den Dissipationsuntersuchungen in Abschnitt 4.2.3 wurden mit dem dim-Modell stets Werte gefunden, die um ungefähr den Faktor 5 höher lagen als beim sgs-Modell. Hinsichtlich des charakteristischen Verlaufes zeigen RANS-Modell und sgs-Modell jedoch eine höhere Ähnlichkeit.

Die tendenzielle Übereinstimmung der Verläufe von sgs- und RANS-Modell ist bemerkenswert, da die Modelle auf sehr unterschiedlichen Ansätzen beruhen. Aufgrund der beschriebenen Energiebilanz und der direkten Kopplung an andere strömungsmechanische Größen im Rahmen des RANS-Modells, ist bei diesem von der realistischsten Darstellung der lokalen Dissipation auszugehen. Gleichzeitig bedeutet das eine hohe Aussagekraft für den experimentellen Ansatz des sgs-Modells. Die wertemäßigen Unterschiede sind differenziert zu betrachten, da alle Modelle erhebliche Einschränkungen aufweisen. Auch beim sgs-Modell wurden in vergleichenden Untersuchungen höhere Werte gefunden als die Bilanz es zulassen würde, weshalb eine Anpassung der Konstanten erwogen wird. Der mittlere Wert für ε ist zum Zeitpunkt der

Extraktion noch nicht auskonvergiert und wird auch zu hoch erhalten. Insofern besteht für beide Modelle Verbesserungsbedarf.

Weiterhin setzen beide Modelle der PIV zur Abschätzung der out-of-plane Komponente die Annahme lokal isotroper, also richtungsunabhängiger Turbulenz ($v'_x = v'_y = v'_z$) voraus, was in Anbetracht einer komplexen Rührerströmung nicht uneingeschränkt gehalten werden kann. Dahingehend ist es von hohem Interesse, in zukünftigen Arbeiten hoch aufgelöste, volumetrische PIV-Daten für die Abschätzung der Energiedissipation heranzuziehen. Das sgs-Modell stellt dabei den vielversprechendsten Ansatz dar. Für die Kombination mit CFD-Daten kann die Simulation selbst mit einem LES-Ansatz durchgeführt werden, um einen umfänglichen Modellvergleich zu erreichen.

5 Mischzeituntersuchungen

In diesem Kapitel werden die Mischzeiten im Behälter bei der Zugabe des Fluoreszenzfarbstoffes Rhodamin B mittels LIF über den gesamten Vertikalschnitt bestimmt. Dabei wird für die fünf eingesetzten Rührorgane die dimensionslose Mischzeit berechnet, wobei zwischen zentrischer und exzentrischer Zugabe unterschieden wird. Gleichzeitig werden aus den Daten der Rührversuche Leistungscharakteristiken erstellt, um die jeweilige Mischzeit unter energetischen Gesichtspunkten beurteilen zu können.

5.1 Leistungscharakteristik der verwendeten Rührorgane

Die durch den Rührer in das Medium eingebrachte hydraulische Leistung kann experimentell über das Drehmoment M an der Rührwelle berechnet werden:

$$P = 2 \pi M n \quad \text{Gl. 5.1}$$

Über die Gl. 2.1 kann daraus direkt die Newton- oder Leistungskennzahl Ne berechnet und durch Auftragung gegen die Reynoldszahl die Leistungscharakteristik jedes Rührers erhalten werden. In Abbildung 5.1 werden die Leistungscharakteristiken der verwendeten Rührer mit denen aus der Literatur verglichen. Zum Sonderfall der helikalen Rohrschlangeneinbauten liegen keine gesonderten Untersuchungen vor, weshalb Vergleichsdaten [42] von Reaktoren mit voller Bewehrung (4 Strombrecher) herangezogen werden. Der Strömungszustand liegt am Ende des Übergangsbereichs und überwiegend im vollturbulenten Bereich ($Re > 10.000$) weshalb durchgehend konstante Werte für Ne erhalten werden. Eine gute Übereinstimmung mit den Literaturdaten wird für die kleinflächigen Rührorgane 6BS, SBR und PP beobachtet. Dabei liegt Ne für die radial-fördernden Rührer generell höher, der rein axial-fördernde PP zeigt mit $Ne = 0,4$ den niedrigsten Leistungseintrag von allen Rührertypen. Die Messungen des SBR unterliegen zwar starken Schwankungen, korrelieren jedoch im Mittel ($Ne = 1,44$)

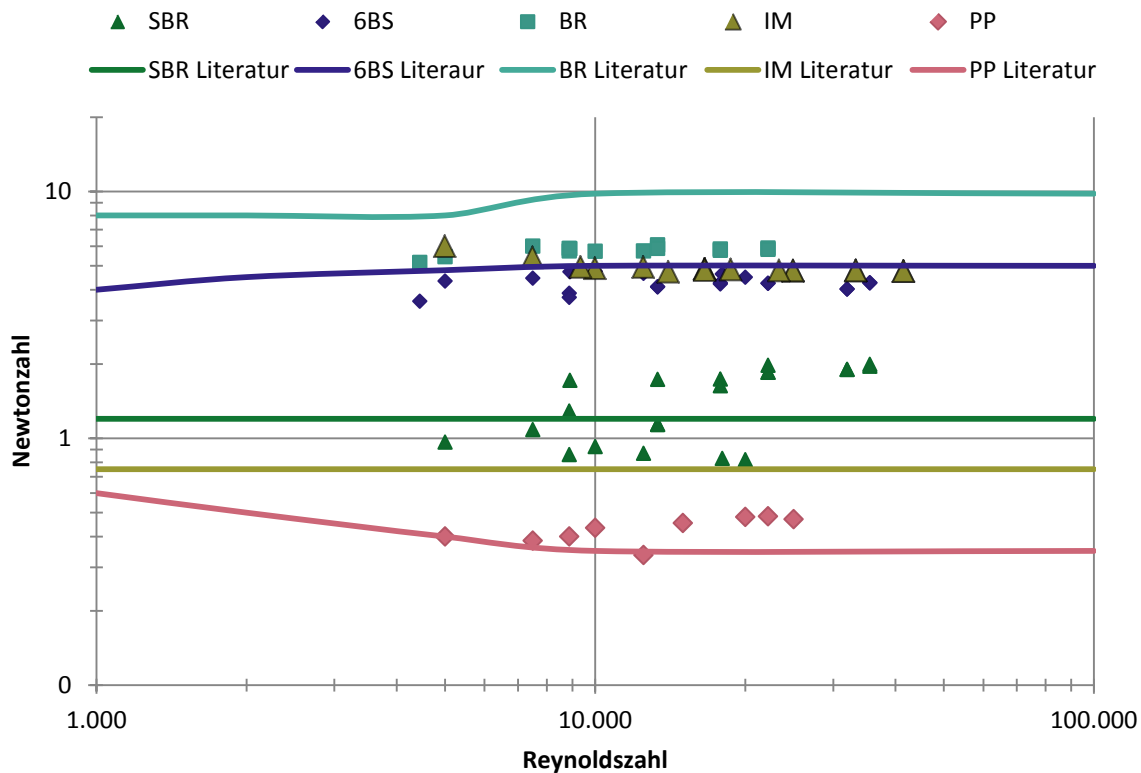


Abbildung 5.1: Leistungscharakteristik der verwendeten Rührertypen aus Drehmomentmessungen und aus der Literatur [42], ohne RS, mit SB)

gut mit dem Literaturwert im vollturbulenten Bereich ($Ne = 1,2$). Eine merkliche Abweichung zur Literatur zeigt der BR ($Ne_{exp} = 5,8$ zu $Ne_{lit} = 9,8$) was mit der abweichenden Ausführung des verwendeten Laborrührers erklärt werden kann. Das verwendete Rührorgan verfügt über sechs runde Löcher (Tabelle 3.3) wodurch die verdrängte Masse geringer sein wird als bei vollständigen Rührblättern, wie sie in der Literatur skizziert werden. Ein erheblicher Unterschied liegt bei dem IM vor ($Ne_{exp} = 4,9$ zu $Ne_{lit} = 0,8$). Der experimentelle Wert entspricht dem des BR, was hinsichtlich der ähnlichen Anströmfläche plausibel erscheint. Insofern muss die Ursache für die Abweichung in der Ausführung des Laborrührers (massiver Kunststoff) gegenüber der technischen Variante (emailierter Flachstahl) gesucht werden. Insgesamt fallen die Unterschiede zur Literatur gering aus, weshalb anzunehmen ist, dass der Einbau von helikalen Rohrschlangen den Energiebedarf nicht signifikant erhöht bzw. innerhalb der hier beobachteten Schwankungen liegt.

5.2 Mischzeitcharakteristiken

5.2.1 Bestimmung der Mischzeit (C-LIF)

Zur Extraktion von Mischzeiten aus den zeitlich und räumlich aufgelösten LIF-Aufnahmen werden die Bilder mit der zuvor erstellten Kalibrierung bearbeitet, um die aufgezeichnete Helligkeitsinformation in Graustufen eines Pixels in eine skalare Konzentration des eingesetzten Farbstoffes umzurechnen. Anschließend wird die örtliche Konzentration an definierten Punkten über den Messzeitraum extrahiert, um einen zeitlichen Verlauf der lokalen Farbstoff-Konzentrationen zu erhalten. Um den Einfluss der Rohrschlangeneinbauten auf die Durchmischung im Reaktor beurteilen zu können, wurde die Extraktion der zeitlichen Verläufe an sechs Punkten durchgeführt (Abbildung 5.2):

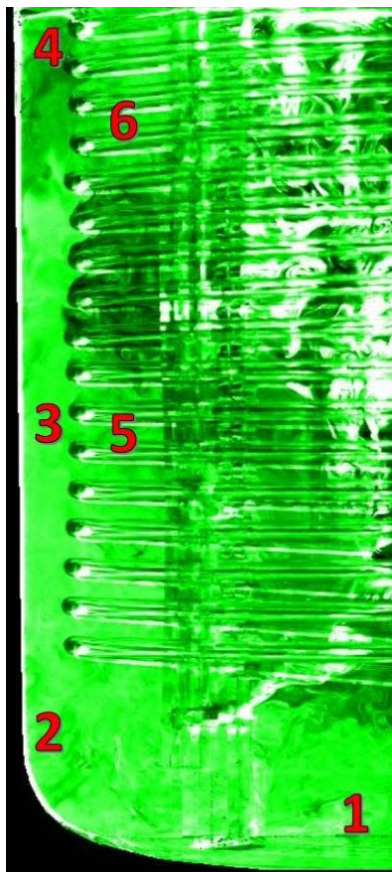


Abbildung 5.2: Position der sechs Extraktionspunkte auf einem LIF-Kamerabild (Helligkeitswerte grün dargestellt).

- # 1: Am Boden des Reaktors unterhalb des Rührers
- # 2: Unterhalb des Ringspalts am Boden des Reaktors
- # 3: Im Ringspalt auf mittlerer Füllhöhe des Reaktors
- # 4: Im Ringspalt nahe der Flüssigkeitsoberfläche
- # 5: Im Innenraum auf mittlerer Füllhöhe des Reaktors
- # 6: Im Innenraum nahe der Flüssigkeitsoberfläche

Abbildung 5.3 zeigt beispielhaft Ergebnisse der zeitlichen Extraktion für die Punkte 1, 3 und 6 bei einem Mischzeitversuch für den SBR und zentrischer Zugabe. Die zeitlichen Verläufe der Konzentrationen unterscheiden sich bereits je nach Extraktionsort deutlich. Der Zeitpunkt der Zugabe erfolgte manuell nach starten der LIF-Messung und konnte nicht direkt mit der Aufnahmezeit synchronisiert werden und wird in der Auswertung später mit dem ersten signifikanten Konzentrationsanstieg festgelegt. Nach ca. 20 s hat sich

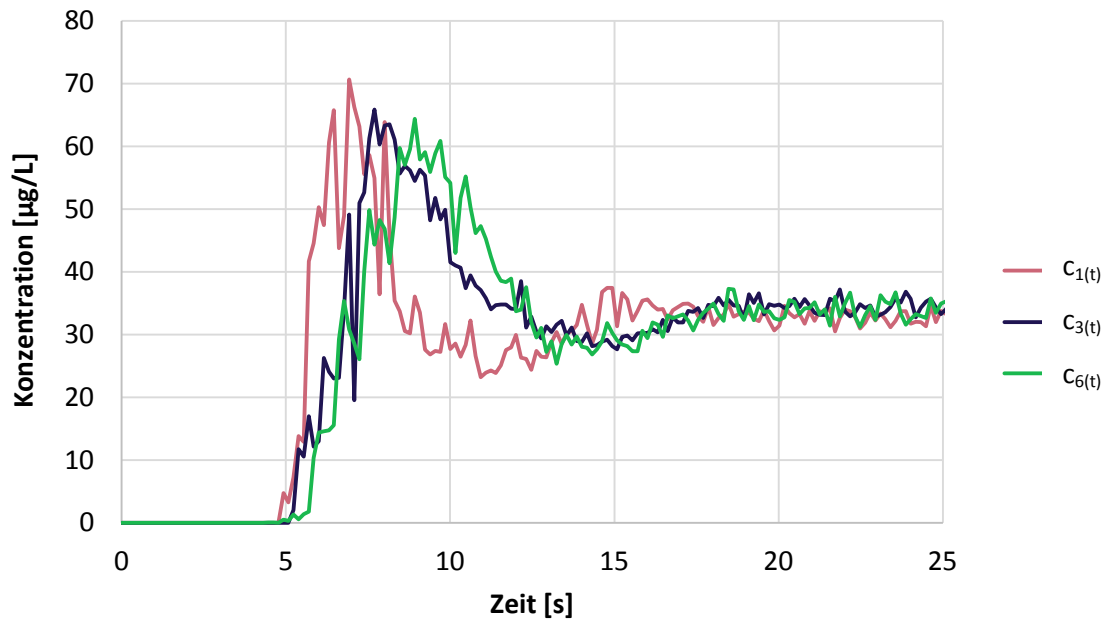


Abbildung 5.3: Zeitlicher Konzentrationsverlauf eines Mischzeitexperiments an unterschiedlichen Extraktionspunkten (SBR, 195 rpm, zentrische Zugabe)

eine annähernd konstante Farbstoffkonzentration an den gewählten Messpunkten eingestellt, ab dem der Reaktor als homogen durchmischt angesehen wird. Die unregelmäßigen Konzentrationsverläufe auch nach Erreichen einer gleichmäßigen Durchmischung sind auf lasertypische Schwankungen der Lichtschnittintensität zurückzuführen und werden später gesondert behandelt.

Die Bestimmung der örtlichen Mischzeit erfolgt durch die einzelne Analyse jedes Konzentrationsverlaufes. Die Mischzeit selber ist nun die Zeit, die zum Erreichen einer definierten Mischgüte in einem Reaktor erforderlich ist. Die Mischgüte wiederum ist durch die zeitliche Änderung der Konzentration von c_0 nach $c_{(t)}$ gegeben:

$$M_{(t)} = \frac{c_0 - c_{(t)}}{c_0 - c_\infty} \quad \text{Gl. 5.2}$$

Die Festlegung der Mischgüte ist wichtig, da sich nur Mischzeiten bei gleichen Mischgüten vergleichen lassen, wobei eine Mischgüte von 95 % gängig ist [101]. Die Vorgehensweise der Bestimmung ist in Abbildung 5.4 anhand des Messpunktes #2 beispielhaft dargestellt. Zur Unterdrückung der Schwankungen bei der Berechnung der Endkonzentration c_∞ wird über ein ausreichend großen Zeitraum (>40 Messpunkte) nach Erreichen der homogenen Durchmischung ein Konzentrationsmittelwert gebildet.

Entsprechend der definierten Mischgüte wird von der Endkonzentration c_{∞} eine obere (105 %) und eine untere Konzentrationsgrenze (95 %) festgelegt, innerhalb deren Intervall die geforderte Mischgüte als erreicht gilt.

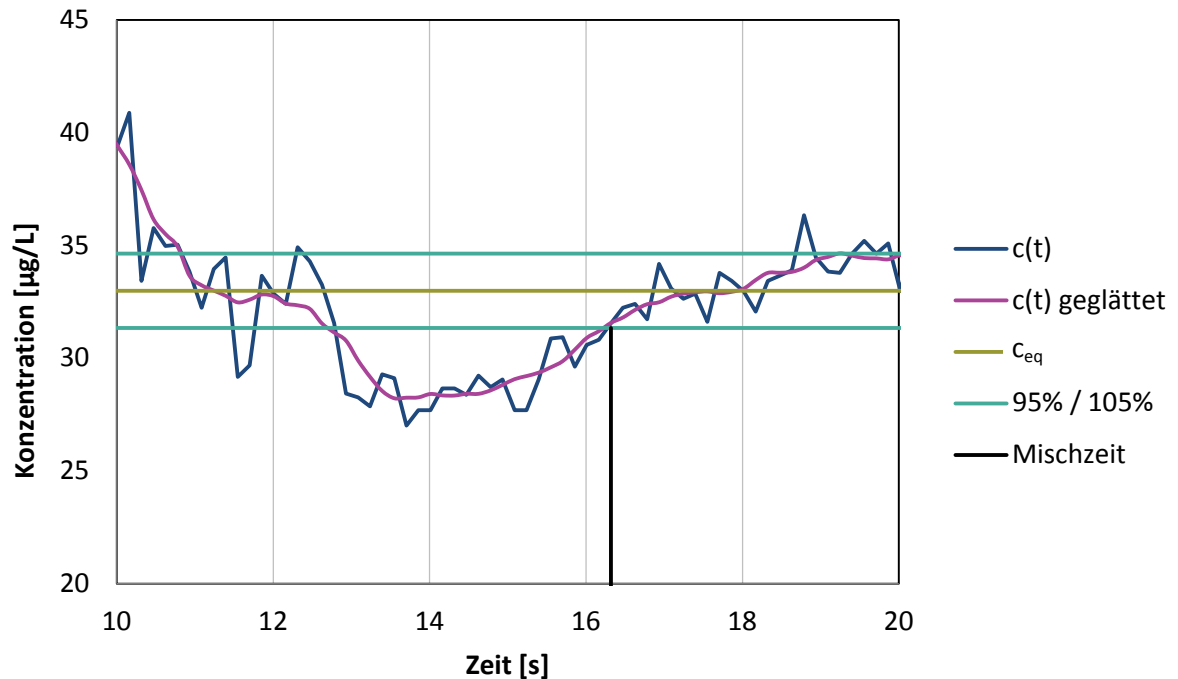


Abbildung 5.4: Konzentrations-Zeit Verlauf mit beispielhafter Auswertung zur Bestimmung der Mischzeit

Durch Schwankungen der Intensität des eingestrahltten Lichts, kommt es bei der Bestimmung der Konzentration zu zufälligen Schwankungen des Konzentrationsverlaufs. Daher ist es nötig, die Kurve des zeitlichen Konzentrationsverlaufes numerisch zu glätten, um eine fehlerhafte Bestimmung der Mischzeit zu vermeiden. Seltene, zufällige Schwankungen >5 % könnten dabei eine zu hohe oder zu niedrige Mischzeit vortäuschen.

Die Bestimmung der Mischzeit erfolgt nun durch Verfolgen des Konzentrationsverlaufes vom Endzeitpunkt der Messung in Richtung Startzeit und gilt dort als erreicht, wo der geglättete Verlauf erstmals das Mischgüteintervall verlässt. Für das Beispiel in der Abbildung kann der Zeitpunkt so präzise auf 16,3 s bestimmt werden. Mit der Differenz aus der Zeitmessung bis zum Zugabezeitpunkt (4,5 s) ergibt sich für die Mischzeit am Punkt #2: $\Theta_{95\%} = 11,9$ s.

5.2.2 Mischzeitcharakteristiken der verwendeten Rührer

Die Daten aller ermittelten Mischzeiten können der Tabelle 10.2 im Anhang entnommen werden. Aus den bestimmten Mischzeiten wurde jeweils die dimensionslose Mischzeitkennzahl $n\theta$ berechnet. Zur Erstellung einer Mischzeitcharakteristik werden die Mischzeitkennzahlen der sechs Extraktionsorte gemittelt, um eine vergleichbare Größe für den gesamten Reaktorquerschnitt zu erhalten:

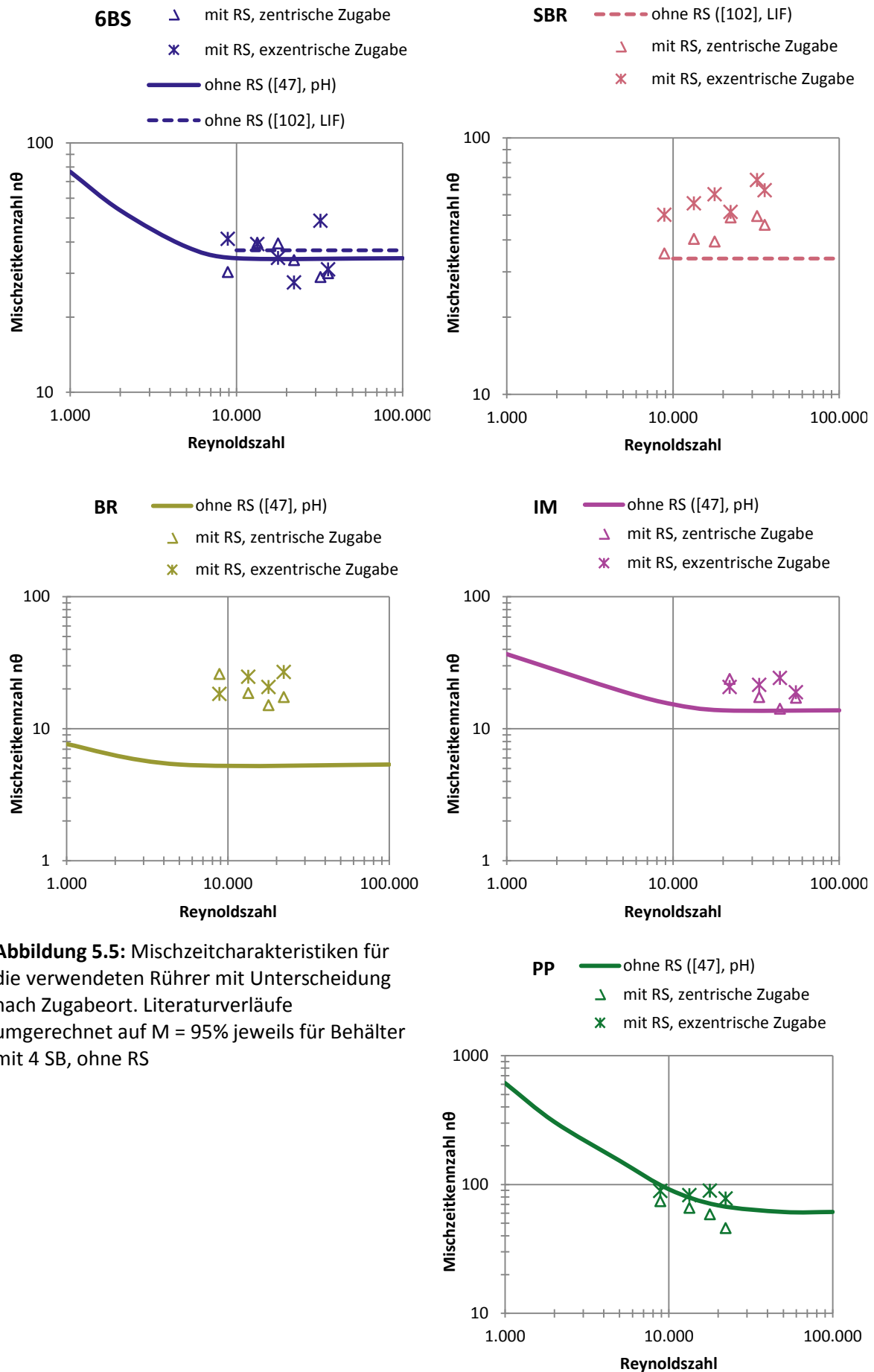
$$n\theta_m = \frac{1}{I} \sum_i n\theta_{(i)} \quad \text{Gl. 5.3}$$

mit $i = 1$ bis 6 für die in Abbildung 5.2 gekennzeichneten Extraktionsorte. Zusätzlich wird auch die Standardabweichung $\sigma_{n\theta_m}$ nach

$$\sigma_{n\theta_m} = \sqrt{\frac{1}{I-1} \sum_i (n\theta_{(i)} - n\theta_m)^2} \quad \text{Gl. 5.4}$$

der örtlichen Mischzeitkennzahlen $n\theta_{(i)}$ berechnet, die als Maß für die Streuung einen Hinweis auf örtliche Unterschiede der Mischzeiten im Reaktorquerschnitt gibt. Mit den berechneten Daten für $n\theta_m$ werden für die verwendeten Rührer die Mischzeitcharakteristiken erstellt (Abbildung 5.5), wobei zwischen zentrischer und exzentrischer Zugabe des Tracers unterschieden wird. Zusätzlich sind die Charakteristiken der Rührer aus der Literatur für einen voll bewehrten Behälter als durchgezogene Linie eingezeichnet.

Für den 6BS liegen die bestimmten mittleren Mischzeitkennzahlen zwischen 27 und 48, wobei die Werte im Bereich stark schwanken, so dass hier keine Aussage über den Einfluss des Zugabeortes getroffen werden kann. In der Literatur werden Werte von 34 mit einer Entfärbungsmethode [47] bzw. 37 aus LIF-Messungen [102] angegeben. Die Mischzeiten des SBR weisen geringe Schwankungen auf, wodurch ein Einfluss des Zugabeortes ersichtlich wird. Bei zentrischer Zugabe liegt $n\theta_m$ zwischen 35 und 50, bei exzentrischer Zugabe zwischen 50 und 68. Für den SBR liegen nur Literaturdaten von [102] oberhalb $Re > 10.000$ vor.



Der Unterschied der gemessenen Daten zum Literaturwert mit $n\Theta_m \sim 34$ liegt leicht unter der zentrischen Zugabe. Der BR zeigt ähnlich zum 6BS deutliche Schwankungen der Werte ($n\Theta_m = 15$ bis 30) im Strömungsbereich und keinen klaren Einfluss des Zugabeortes. Der Literaturwert liegt mit $n\Theta_{BR} = 5$ erheblich niedriger und stellt die größte beobachtete Abweichung dar. Der IM liefert ähnliche Werte ($n\Theta_m = 14$ bis 24) wie der BR, zeigt jedoch mit dem höheren Literaturwert $n\Theta_{IM} = 14$ eine gute Übereinstimmung. Der PP liegt als einziger Rührer noch nicht im Bereich konstanter Mischzeitkennzahlen, sondern fällt laut Literatur zwischen $Re = 10.000$ bis 50.000 von $n\Theta_{PP} = 92$ auf 61 ab und wird erst dort konstant. Die Messungen bei zentrischer Zugabe zeigen ebenfalls einen fallenden Trend (89 bis 45) nahe beim Literaturwert. Die exzentrische Zugabe liegt über der zentrischen zwischen 77 bis 89.

Die Radialförderer haben gemein, dass ein möglicher Einfluss des Zugabeortes durch die höheren Schwankungen innerhalb der Messreihen unerkant bleibt. Die Axialförderer schwanken weniger, wodurch sich ein Unterschied von zentrischer und exzentrischer Zugabe ergibt, wobei die Mischzeit bei exzentrischer Zugabe immer höher liegt. Der Vergleich mit Behältern ohne Rohrschlangen aus der Literatur zeigt sowohl übereinstimmende Werte der Mischzeit (6BS, PP), leicht höhere (SBR, IM) als auch drastisch höhere Werte (Faktor 4 bis 5 beim BR) gegenüber dem Rohrschlängensystem. Eine Zugehörigkeit der Rührertypen (axial/radial) lässt sich daraus nicht ableiten. Jedoch unterscheidet sich der verwendete BR von den Skizzen aus der Literatur, da der in der Arbeit eingesetzte Rührer zusätzlich sechs Löcher aufweist (vgl. Tabelle 3.3), wodurch die Förderleistung geringer und damit die Mischzeit höher sein wird.

Ein Teil der dargestellten Charakteristiken gehen auf eine ältere Arbeit von Zlokarnik [22] zurück und wurden mit einer chemischen Entfärbemethode erstellt, wobei der basische Reaktorinhalt mit Phenolphthalein-Indikator versetzt und durch Zugabe von Schwefelsäure während des Mischens entfärbt wird. Bei dem 1%igen Überschuss an Säure entspricht die gemessene Mischzeit bei turbulenter Strömung ca. einer Mischgüte von 98% [39]. Die Umrechnung auf die verwendete Mischgüte erfolgt über die Gleichung [103]:

$$\theta_x = \theta_{98} \frac{\ln(1 - \frac{x}{100})}{\ln(1 - \frac{98}{100})} \quad \text{Gl. 5.5}$$

Einzig für den 6BS liegen nutzbare Daten aus beiden Quellen vor, die sich nach Umrechnung der Mischgüte gut decken. Trotz der erheblichen methodischen Unterschiede der Messverfahren - einer qualitativen Endpunktbestimmung durch Entfärbung bzw. statistisch kontrollierte Abnahme der gemessenen Konzentrationsschwankungen - liefern beide ähnliche Werte für die turbulente Mischzeitkennzahl. Übertragen auf den SBR kann durch die Einführung der Rohrschlangen im Mittel eine Zunahme von +28% der Mischzeit bei zentrischer Zugabe gefolgert werden, bei exzentrischer Zugabe sogar um +71%. Über den Ort der Zugabe wird in den Arbeiten überwiegend keine Angabe gemacht, jedoch gibt Fentiman [104] aufgrund von eigenen Untersuchungen an, das im leeren, unbewehrten Behälter der Zugabeort keinen Einfluss auf die Mischzeit hat. In der Arbeit von Distelhoff [102] erfolgte die Messung durch Zugabe eines Fluorescein-Tracers in Wasser nahe der Rührwelle. Die weiteren Parameter sind ebenfalls sehr ähnlich ($T = 147 \text{ mm}$, $D/T = 1/3$) zu den eigenen Experimenten, wodurch eine hohe Vergleichbarkeit gegeben ist. Oberhalb $Re > 10.000$ bleibt $n\theta$ in vollbewehrten Behältern konstant, erst bei sehr

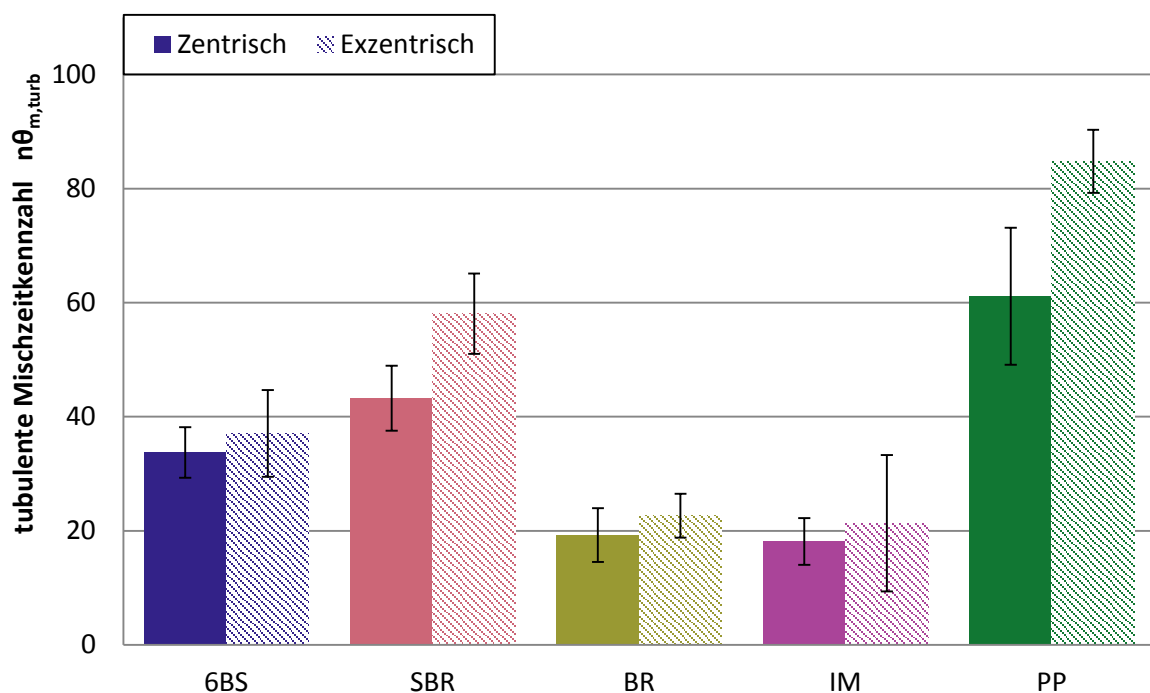


Abbildung 5.6: Vergleich der turbulenten Mischzeitkennzahl für die verwendeten Rührer mit Unterscheidung nach dem Zugabeort

hohen Drehfrequenzen wird eine erneute Zunahme beobachtet, die auf eine einsetzende Oberflächenbegasung zurückzuführen ist [39]. Die im Versuch erreichten Reynoldszahlen reichen von $Re = 8.800$ bis 54.000 und liegen damit überwiegend im Bereich konstanter Werte für $n\theta$. Die Mischzeitcharakteristiken aus der Literatur in Abbildung 5.5 bestätigen diese Beobachtung. Einzig der PP zeigt erst ab $Re > 80.000$ konstante Werte mit $n\theta = 61$. Für einen Vergleich der Rührertypen untereinander, werden daher die Mischzeitkennzahlen wiederum gemittelt und darüber die turbulente Mischzeitkennzahl $n\theta_{m,turb}$ eingeführt. Abbildung 5.6 stellt $n\theta_{m,turb}$ für die verschiedenen Rührer gegenüber. Durch die Mittelung kann für alle Rührer eine Zunahme der Mischzeit bei exzentrischer Zugabe beobachtet werden, jedoch können nur für die Axialförderer SBR und PP signifikante Unterschiede festgestellt werden. Bei den Radialförderern (6BS, BR, IM) fällt die Zunahme im Vergleich zentrisch \rightarrow exzentrisch geringer aus (+10%, +18%, +21%) als bei den Axialförderern (SBR, PP) mit +34% und +39%. Über die Lokalisation und die Ursache der Mischzeitzunahme kann anhand der gemittelten Daten keine Aussage gemacht werden.

5.2.3 Örtliche Mischzeitenverteilung im Vertikalschnitt

Die abweichenden Werte der Mischzeitkennzahlen $n\theta$ abhängig vom Extraktionsort (Tabelle 10.2) deuten auf regionale Unterschiede der Durchmischung im Reaktor hin. Diese Unterschiede sollen daher in Form von Contour-Plots der Vertikalschnitte, analog zu den Strömungsfelduntersuchungen, herausgearbeitet werden. Dahingehend wird das skalare Konzentrationsfeld des Vertikalschnittes (vgl. Abbildung 5.2) auf ein neues 25×62 Gitter herunterskaliert (*Image Resampling*) und die einzelnen Pixelinformationen in 32×32 px²-Blöcken zusammengefasst. Über diese Mittelung werden störende Reflektionen während der Messung, Verschmutzungen sowie Schwankungen der Laserintensität im Vorfeld reduziert. Auf jedes dieser Gitterelemente wird die in Abschnitt 5.2.1 definierte Methode zur Bestimmung der Mischzeit mit einer Mischgüte von 95% angewandt. Die erhaltenen lokalen Mischzeiten $n\theta_{(j,k)}$ werden anschließend über die mittlere Mischzeit $n\theta_m$ der Messreihe normiert, um die örtlichen Abweichungen zur mittleren Mischzeitkennzahl erkennen zu können.

Aufgrund des hohen Informationsgehaltes der räumlichen Mischzeitbestimmung wird die folgende Betrachtung auf die Stellvertreter 6BS für die Radialförderer und den SBR für die Axialförderer beschränkt, sowie eine niedrige bzw. hohe Drehfrequenz als Exempel gewählt. Für jeden Rührer und Grenzfall könnten intensive Untersuchungen durchgeführt werden, die den Umfang dieses Abschnitts übersteigen würden. Weiterhin muss darauf hingewiesen werden, dass nicht für alle Rührer und Drehfrequenzen die Messdaten in ausreichender Qualität vorlagen, um eine automatisierte Auswertung zu gewährleisten bzw. räumliche Mischzeitverteilungen darzustellen. Die Gründe hierfür sind primär auf experimentelle und technische Einschränkungen zurückzuführen und werden an späterer Stelle im Rahmen einer Fehlerdiskussion und den Optimierungsvorschlägen behandelt.

Abbildung 5.7 zeigt die räumliche, normierte Mischzeitverteilung für den 6BS als Contour-Plot im Vertikalschnitt bei 97 rpm bzw. $Re = 8.800$. Die Skalierung erfolgte mittels einer divergenten Farbskala, wodurch Mischzeiten bis +15% höher als der Mittelwert in Rot und Mischzeiten bis -15% in blau dargestellt werden. In überwiegend blauen Regionen tritt daher das Erreichen der konstanten Endkonzentration früher, in roten Regionen später ein. Diese roten Bereiche sind starke Indikatoren für Regionen schlechter Durchmischung und hier von besonderem Interesse. Durch die unterschiedliche Normierung sind die relativen Mischzeiten in der Abbildung für die Zugabeorte nicht absolut vergleichbar und dienen einer primär qualitativen Beschreibung des örtlichen Mischungszustands. Beim 6BS z.B. liegt die längste Mischzeit bei zentrischer Zugabe ($30,2 + 15\% = 34,7$) immer noch niedriger als die kürzeste bei exzentrischer Zugabe ($41,2 - 15\% = 35,0$).

Bei der zentrischen Zugabe (links) ist der größere Teil des Reaktorraumes im Arbeitsbereich des Rührorgans (0 bis 0,6 z/H) gleichmäßig durchmischt. Auch hinter den Rohrschlangen liegen die Abweichungen der Mischzeit um $\pm 5\%$. An der nach innen gerichteten Seite der RS zeigt sich bei $\sim 0,75$ z/H ein sehr lokaler Anstieg der Mischzeit um +10%. Größere Abweichungen ($>15\%$) finden sich generell nahe der Flüssigkeitsoberfläche ($\sim 0,95$ z/H), sowohl im Ringspalt, als auch am Zugabeort. Bei der exzentrischen Zugabe (rechts) liegt die untere Hälfte des Reaktors ebenfalls gut durchmischt vor. In Umgebung der Rohrschlangen auf Höhe 0,7 z/H ist auch ein kleiner

Anstieg der Mischzeit ($\sim +10\%$) zu beobachten, was sich mit dem zentrischen Fall deckt. Erhebliche Abweichungen liegen jedoch am Zugabeort im Ringspalt vor ($>15\%$), hier ist offensichtlich der Abtransport der Farbstoffzugabe massiv gestört. Diese Auffälligkeit erstreckt sich weiter in den Innenraum, wo entlang der Rührwelle ein länglicher Bereich mit erhöhter Mischzeit ($+10\%$) sichtbar wird.

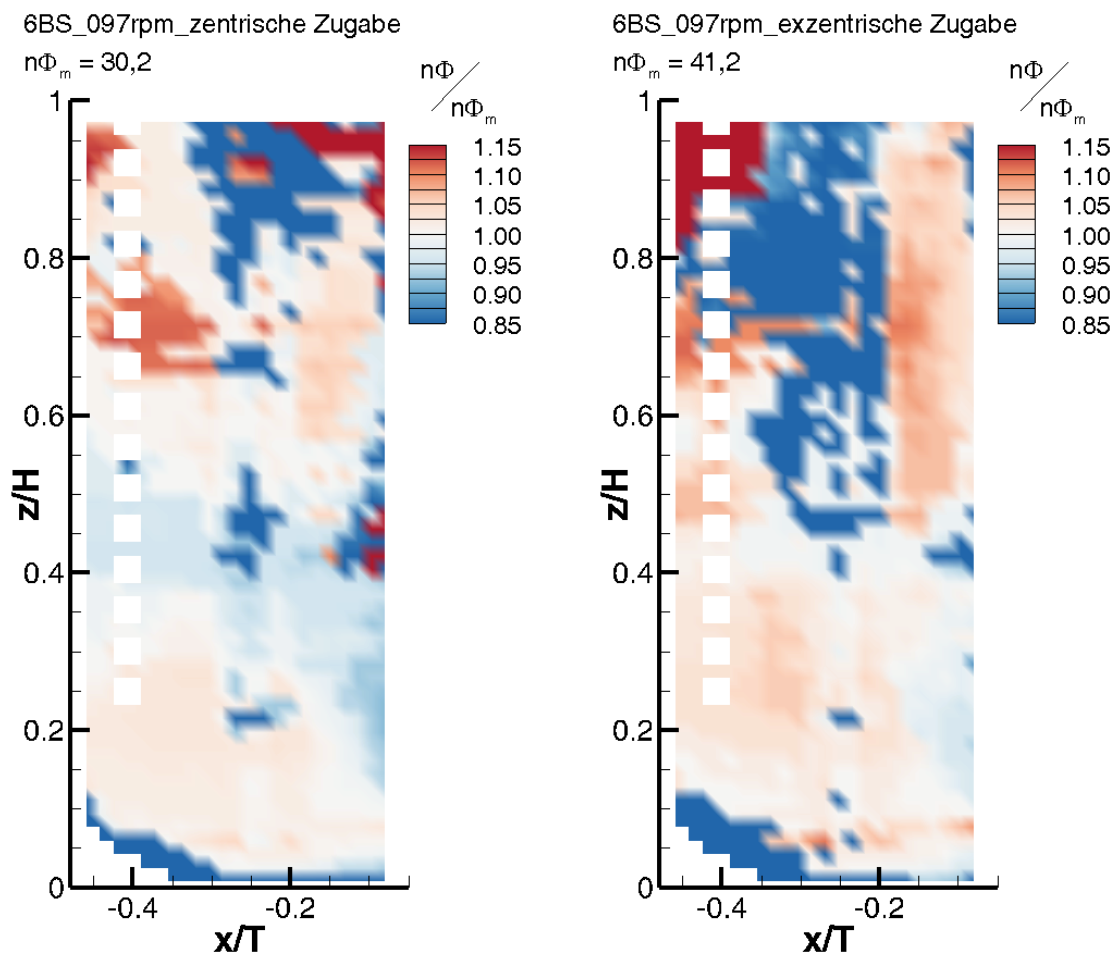


Abbildung 5.7: Räumliche, normierte Mischzeitverteilung für den 6BS im Vertikalschnitt bei 97 rpm ($Re = 8.800$) bei zentrischer (links) und exzentrischer (rechts) Farbstoffzugabe

Abbildung 5.8 zeigt die räumliche, normierte Mischzeitverteilung für den SBR im Vertikalschnitt bei 350 rpm bzw. $Re = 32.000$. Die Drehfrequenz ist hier sehr hoch gewählt, sodass sowohl ein vollturbulenter Strömungszustand als auch eine Trombenbildung vorliegt. Der Contour-Plot bei der zentrischen Zugabe (links) zeigt eine klare Trennung der oberen und unteren Strömungsregion durch die Förderrichtung des Rührers bei $\sim 0,4 z/H$. Die untere Hälfte in primärer Förderrichtung ist dabei gut durchmischt ($\sim -8\%$), die obere Hälfte der Zirkulation sowie des Ansaugbereichs eher

schlechter (+10%). Eine starke lokale Abweichung tritt auf der Innenseite der Rohrschlangen bei $0,8 z/H$ hervor (>15%). Hohe Abweichungen (>15%) als auch nicht auswertbare Daten (weiße Bereiche) liegen nahe der Rührertrombe vor. Die bei hohen Drehfrequenzen entstehende Rührertrombe erzeugt mit dem zentrumsnahen Lichtschnitt ($y/H = -0,12$ bzw. 12 mm von der Rührwelle entfernt) durch ihre zufälligen Fluktuationen enorme Reflektionen an der Grenzschicht Wasser-Luft. Gleichzeitig mit einer schleichenden Verteilung des dort eingebrachten Tracers macht dies eine präzise Messung in dieser Umgebung unmöglich und täuscht zu hohe Mischzeiten vor. Aus diesem Grund wurde die Region bei der konventionellen Auswertung in Abschnitt 5.2.1 ausgespart. Bei der exzentrischen Zugabe ist keine klare räumliche Trennung zu erkennen, jedoch fallen die Abweichungen im ganzen Raum gering aus ($<\pm 10\%$). Leicht höhere Mischzeiten (+7%) liegen im Bereich der Rückströmung bei $0,8 z/H$ vor.

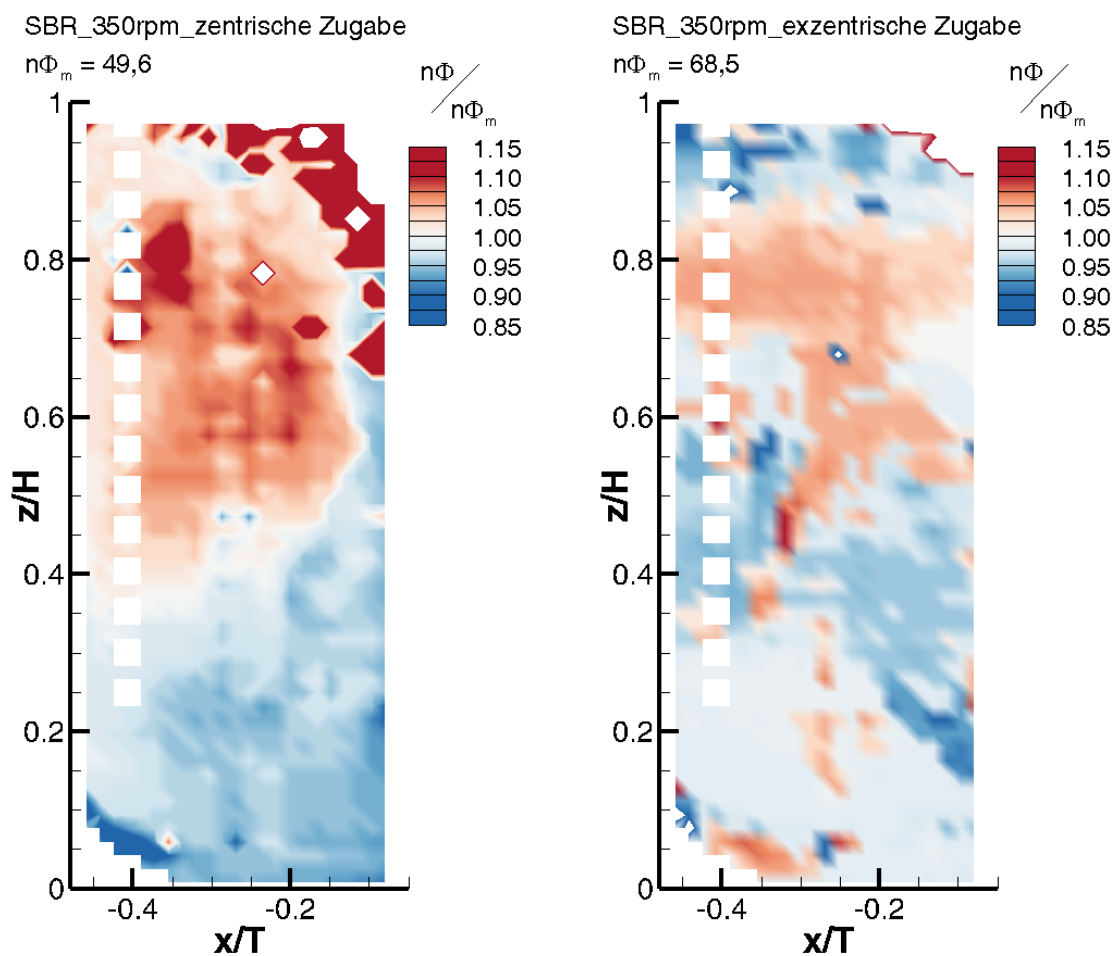


Abbildung 5.8: Räumliche, normierte Mischzeitverteilung für den SBR im Vertikalschnitt bei 350 rpm ($Re = 32.000$) bei zentrischer (links) und exzentrischer (rechts) Farbstoffzugabe

Im Bereich der Trombe liegen zwar weiße Bereiche vor, die nicht unmittelbar ausgewertet werden können, jedoch sind die übergreifenden Schwankungen der Mischzeit am Rand geringer. Insofern scheint die gleichzeitige Anwesenheit des Farbstoffes in der Trombe die negativen Effekte bei der zentrischen Zugabe zu verstärken. Bei exzentrischer Zugabe ist die dortige Konzentration aufgrund der schwachen Oberflächenströmung bis zur Endkonzentration stets gering.

Die Zugabe der Farbstofflösung erfolgte genau in der Lichtschnittebene, wodurch keine Annahmen über eine symmetrische Verteilung getroffen werden können. Vielmehr spielt die *out-of-plane* Komponente der Strömung insofern eine größere Rolle, dass z.B. Fluidvolumina hoher Konzentration in einer tangentialen Kreisströmung transportiert werden und erst verzögert im Vertikalschnitt auftauchen. Auch direkt benachbarte Regionen im Lichtschnitt können daher im Gegensatz zur PIV unstetige Verläufe der Mischzeit bzw. lokale Inkonsistenzen aufweisen.

Insgesamt fällt bei der Untersuchung der örtlichen Mischzeiten auf, dass der Mischungszustand im unteren Bereich zwischen 0 bis 0,6 z/H für alle untersuchten Fälle stets sehr gut ist. 6BS und SBR sind beide im unteren Drittel des Reaktors eingebaut, weshalb die Nähe des Rührorgans ein wichtiges Kriterium darstellt. Erreicht der Farbstoff das Rührorgan wird er von dort aus rasch im gesamten Reaktorraum verteilt. Der Transport vom Zugabeort zum Rührorgan stellt dagegen den geschwindigkeitsbestimmenden Schritt dar. Das obere Drittel des Reaktors wird durch die niedrige Einbauhöhe der Rührer schwächer durchströmt und der Ansaugbereich ist auf die Nähe zur Rührwelle konzentriert. Der Abtransport der Zugabelösung aus dem Ringspalt stellt daher in beiden Fällen den größten Zeitfaktor dar.

5.2.4 Spezifischer Leistungsbedarf zum Erreichen der Mischgüte

Zur Beurteilung der Energieeffizienz der verwendeten Rührer wird die bestimmte mittlere Mischzeit Θ_m gegen den volumenspezifischen Leistungseintrag P/V aufgetragen. Letzterer ergibt sich aus dem Leistungsbedarf nach Gl. 5.1 und nimmt bei steigender Drehfrequenz mit $P \propto n^3$ zu. Mit tendenziell konstanten Mischzeitkennzahlen im turbulenten Bereich $n\Theta_{m,turb} = const$, bzw. $n = const/\Theta_{m,turb}$ ergibt sich für jeden Rührer eine spezifische Mischzeit-Leistungscharakteristik,

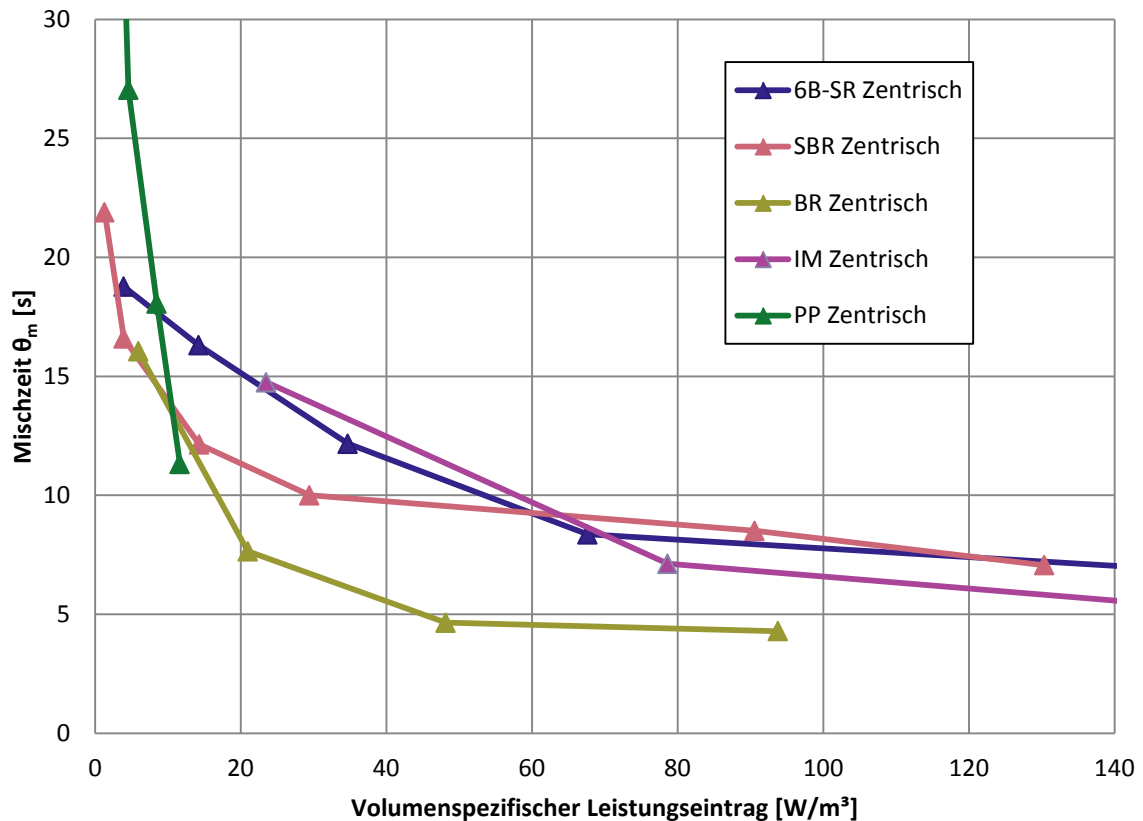


Abbildung 5.9: Mischzeit-Leistungscharakteristik bei zentrischer Zugabe für die verwendeten Rührer

anhand der die Eignung eines Rührorgans für die gewählte Mischaufgabe abgeschätzt werden kann (Abbildung 5.9). Das Optimum liegt dabei in der Nähe des Koordinatenursprungs, für die kürzeste Mischzeit bei gleichzeitig minimalem Leistungsbedarf.

In der Abbildung sind nur die Mischzeiten für die zentrische Zugabe dargestellt, da die Leistungswerte bei gleicher Drehfrequenz übereinstimmen und die exzentrische Zugabe nur bei SBR und PP einen signifikanten Einfluss hatte. Bei allen Rührern nimmt die Mischzeit mit steigendem Leistungseintrag ab und strebt einer konstanten Mischzeit entgegen. Den geringsten Energiebedarf weist der PP auf, für den sich auch bei höchsten Drehfrequenzen keine konstante Mischzeit einstellt, diese jedoch in vergleichbarer Größenordnung mit den anderen Rührern liegt. Der großflächige BR zeigt derweil den günstigsten Verlauf mit einem Optimum bei $\Theta_m = 7,6 \text{ s}$ und 21 W/m^3 , gefolgt von den beiden Axialförderern SBR und PP.

Nere [28] zeigt in einer umfassenden Übersicht, dass axial-fördernde Rührer im Hinblick auf die Mischzeit eine höhere Energieeffizienz aufweisen. Diese Schlussfolgerung kann

hier nicht direkt gezogen werden, da der radial-fördernde BR trotz der konstruktiven Unterschiede des Labor- zum Ideal-Modell, das eindeutige Optimum darstellt. Insofern ist die hohe Effizienz der axial-fördernden Rührer auffällig, da diese im allgemeinen Vergleich der reinen Mischzeiten (Abbildung 5.6) schlechter abschneiden. Diesen Rührertypen kommt dabei ihr geringer Leistungsbedarf zugute.

5.2.5 Fehlerbetrachtung

Eine unmittelbare Fehlerquelle ergibt sich aus den Schwankungen der Lichtschnittintensität, weshalb die zeitlichen Konzentrationsverläufe zur Auswertung mathematisch geglättet werden müssten. Durch diese Bearbeitung der Daten geht jedoch zwangsläufig Messgenauigkeit in der Bestimmung des Zeitpunktes verloren. Diese Schwankungen sind bauartbedingt und betragen bei gepulsten Lasern nach Herstellerangaben zwischen ± 5 Grauwerten bei 8 Bit, entsprechend 2,0% des Dynamikbereichs der Kamera. Für genauere Messungen müsste der gepulste Laser durch einen Dauerstrichlaser ersetzt werden, mit diesem wären jedoch keine PIV-Messungen mehr möglich. Eine weitere Möglichkeit besteht in der Anwendung einer 2-Farben LIF um die Lichtschnittschwankungen auszugleichen. Diese Variante wird in Abschnitt 6.2.3 der Temperatur-LIF näher diskutiert.

Da in dieser Arbeit neben der klassischen, eindimensionalen Mischzeit auch die räumliche Verteilung betrachtet werden sollte, wurde das Kriterium Mischzeit bewusst niedrig auf $M = 0,95$ festgelegt. Distelhoff [102] gibt aus LIF-Mischzeitmessungen an, dass die bestimmten Kennzahlen aus verschiedenen Orten im Reaktor bei $M = 0,9$ um 27% voneinander abweichen und bei $M = 0,95$ um 21%. Bei $M = 0,99$ beträgt die Abweichung noch 8%, was für eine räumliche Vergleichsuntersuchung zu niedrig ist. Im Hinblick auf die Rohrschlangenumströmung im Kern dieser Arbeit, wäre die Angabe einer umfassenden Mischzeit weniger aussagekräftig, weshalb gezielt höhere Schwankungen durch die Wahl der Mischgüte erreicht wurden. Auch die Bestimmung der Leistungscharakteristik ist mit einer Unsicherheit behaftet. Durch den Einsatz eines niedrigviskosen Fluidsystems sind die gemessenen Drehmomente verhältnismäßig klein. Insbesondere bei den Rührern mit generell niedrigen Leistungseinträgen wie PP und SBR führt dies im unteren Drehfrequenzbereich zu hohen relativen Fehlern (Abbildung

5.1). Für den PP wurde beispielhaft bei $n = 97$ rpm ein Drehmoment von $M = 0,18$ Ncm gemessen. Mit den angegebenen Fehlern des Drehmomentmessrührers ($\Delta M = 0,04$ Ncm und $\Delta n = 1$ rpm) ergibt sich für den relativen Fehler der Leistung $\Delta P/P = 23,3\%$. Dieses hohe Fehlermaß ist jedoch hinnehmbar, da sich durch die Bildung der Newtonzahl in großen Bereichen Trends ergeben, in denen die Kennzahl konstant ist. Durch die Bildung eines Mittelwertes für Ne_m streuen die Messpunkte statistisch um diesen Mittelwert mit einem kleineren Gesamtfehler von maximal 11%.

6 Untersuchung des Wärmeüberganges

6.1 Bestimmung des Wärmeübergangskoeffizienten durch Aufheizexperimente

Beim indirekten Wärmetransport setzt sich der Gesamttransport aus drei Teilschritten zusammen, die je durch einen Wärmeübertragungskoeffizienten beschrieben werden: Dem inneren Wärmeübergang vom strömenden Fluid an das Rohr mit α_i , die Wärmeleitung durch die Rohrwand mit λ/δ und dem äußeren Wärmeübergang vom Rohr auf das Reaktorinnere α_a . Diese drei Koeffizienten addieren sich reziprok als Widerstände und bilden den Wärmedurchgangskoeffizienten k :

$$\frac{1}{k} = \frac{1}{\alpha_i} + \frac{\lambda}{\delta} + \frac{1}{\alpha_a} \quad \text{Gl. 6.1}$$

wobei durch das Rühren im Behälter nur der äußere Koeffizient α_a beeinflusst werden kann. Der Wärmeübergang in der wandnahen Flüssigkeitsgrenzschicht erfolgt allein durch Wärmeleitung, eine von außen anliegende Temperaturdifferenz stellt dabei die benötigte Triebkraft für den Transportprozess dar. Eine Intensivierung des Wärmeüberganges wird nun durch alle Maßnahmen bewirkt, die die Dicke dieser Grenzschicht herabsetzen. Bei niedrigviskosen Systemen gelingt dies durch eine Erhöhung der Strömungsgeschwindigkeit und der damit verbundenen Turbulenz im Fluid.

Die Bestimmung von α_a erfolgt über die Messung von k aus dem Gesamtwärmestrom nach:

$$\dot{Q} = k A \Delta T \quad \text{Gl. 6.2}$$

wobei A die Wärmeaustauschfläche und ΔT die am System anliegende Temperaturdifferenz sowie die Triebkraft für den Transportprozess darstellt. Die Messung von k kann entweder durch eine stationäre oder instationäre Messung erfolgen. Bei der stationären Messung wird eine zweite Wärmequelle in das System

eingbracht, das z.B. über den Reaktormantel geheizt und gleichzeitig über die Rohrschlangen gekühlt werden kann. Ein instationäres Messverfahren in Rührreaktoren mit nur einer Wärmequelle wurde von [23] und [35] vorgeschlagen und geht von einer Bilanzierung der Wärmeströme aus:

$$m_F c_{p,F} \frac{dT_F}{dt} = k A (T_{ein} - T_F) \quad \text{Gl. 6.3}$$

wobei die linke Seite die benötigte Wärme für eine Temperaturänderung $\frac{dT_F}{dt}$ des gesamten Fluids beschreibt, die rechte Seite die durch die Rohrschlangen übertragene Wärme mit der Differenz aus Rohrschlängeneingangs- und Fluidtemperatur. Dabei wird angenommen dass das Fluid homogen durchmischt ist und keine Temperaturgradienten vorliegen. Das Differential $\frac{dT_F}{dt}$ ist aus den Messaufzeichnungen nicht direkt zugänglich und wird über finite Differenzen (ΔT_F und Δt) ausgedrückt. Als Intervall wird in der Arbeit von Matzke [105] ein Zeitraum von $\Delta t = 30$ s vorgeschlagen. Für die sich im Intervall ändernde Fluidtemperatur auf der rechten Seite ist weiterhin das integrale Mittel im Fluid zu bestimmen:

$$T_{F,m} = \frac{1}{\Delta t} \int_{t_1}^{t_2} T_F dt \quad \text{Gl. 6.4}$$

welches numerisch nach der Simpson-Methode gelöst wird. Für den Wärmedurchgangskoeffizienten k ergibt sich dann

$$k = \frac{m_F c_{p,F}}{A (T_{ein} - T_{F,m})} \frac{\Delta T_F}{\Delta t} \quad \text{Gl. 6.5}$$

mit der Masse des Fluids m_F und der Wärmekapazität des Fluids $c_{p,F}$. Mit dem bekannten Koeffizienten k kann über die Gl. 6.1 der gesuchte äußere Wärmeübergangskoeffizient berechnet werden. Der darin enthaltene innere Wärmeübergangskoeffizient α_i hängt primär vom Volumenstrom in der Rohrschlange ab und kann anhand der Literatur [40] gut abgeschätzt werden. Im vorliegenden Fall liegt der Wert zwischen 4000 bis 7700 $\frac{W}{K m^2}$, der Quotient aus Wärmeleitfähigkeit und

Wandstärke des Rohres beträgt $\lambda/\delta = 71.000 \frac{W}{K m^2}$ [105]. Demgegenüber beträgt der äußere Wärmeübergangskoeffizient α_a zwischen 1000 und $2000 \frac{W}{K m^2}$, wodurch dieser Teilschritt geschwindigkeitsbestimmend für den gesamten Wärmedurchgang wird.

6.1.1 Örtliche Temperaturmessung auf der Rohrschlange

Im verwendeten Metall-Reaktormodell verläuft der Einlauf der Rohrschlange von oben entlang einem Strombrecher nach unten bis zur Höhe $C_B = T/4$ und führt von dort entgegen dem Uhrzeigersinn in einer horizontalen Helix bis zur Flüssigkeitsoberfläche. Im zylindrischen Teil der Rohrschlangen werden so 17 Rohrreihen mit einem Schlaufen-Innendurchmesser von 177 mm ($\sim 0,84 T$) und einer Gesamtlänge von $L = 9,7$ m (bezogen auf die zylindrische Helix ohne Einlauf) erhalten. Der Abstand jeder Rohrreihe ist gleich dem Außendurchmesser eines Rohres (Abbildung 3.1).

Tabelle 6.1: Bezeichnung und Ort der Temperaturmessstellen auf der Rohrschlange

Bezeichnung	Messort/ # Rohrreihe	Distanz vom T_{ein} l [m]	Dimensionslose Distanz l/L []
T_{ein}	Eingangstemperatur	0	0
T_{C1}	1	0,57	0,059
T_{C2}	2	1,13	0,116
T_{C3}	3	1,68	0,173
T_{C6}	6	3,35	0,345
T_{C16}	16	8,92	0,920
T_{aus}	Ausgangstemperatur	9,70	1,000
T_F	Reaktor- Innentemperatur	-	-

Der Messort der Eingangs- und Ausgangstemperatur (T_{ein} bzw. T_{aus}) über Einschraubfühler kennzeichnet Anfang und Ende der Rohrschlange (in der Ortskoordinate entlang der Rohrlänge $l = 0$ bzw. $l = L$). Der erste Oberflächenfühler auf der untersten Rohrreihe befindet sich 57 cm hinter dem Beginn der Rohrschlange. Bezogen auf die Gesamtlänge L des Rohres erhalten wir eine dimensionslose Größe für die Lage jeder Messstelle auf der Rohrschlange. Analog für alle weiteren Messstellen kann so das Temperaturprofil entlang der Rohrschlange beim Heizen und Kühlen des

Reaktors ermittelt werden. Die Position der verwendeten Messstellen ist in Tabelle 6.1 gegeben.

Erste Messungen haben gezeigt dass der Großteil der Wärme innerhalb des ersten Drittels der Rohrschlange übergeht, weshalb die Messstellenanordnung auf diesen Bereich konzentriert ist. Bei der Durchführung eines instationären Heizversuches wird mit Beginn der Messung die Badtemperatur des Thermostaten von 20° auf 60° C aufgeheizt. Die interne Pumpe erzeugt einen Volumenstrom von $\dot{V} = 0,64 \text{ L/min}$ Wasser durch die Rohrschlangen, entsprechend 1,2 m/s Lineargeschwindigkeit des Fluids im Rohr bzw. $Re = 5600$. Die zeitlichen Temperaturverläufe sind in Abbildung 6.1 dargestellt. Die Fluidtemperatur ist gestrichelt gezeichnet, gepunktete Linien kennzeichnen die Messung im Rohr an den Ein- und Ausgängen und durchgezogene Linien entsprechen Oberflächentemperaturen. Nach einer Anlaufphase von $\sim 200 \text{ s}$ können aus Lage und den Verhältnissen der einzelnen Profile zueinander Aussagen über den Wärmeübergang entlang der Rohrschlange getroffen werden. Zu Beginn des Versuchs bewirken auch die Leitungswege von Thermostaten zu den Rohrschlangen eine starke Abkühlung des Heizstroms. Weiterhin kann es vorkommen, dass durch die Versuchsvorbereitung die Ausgangstemperatur T_{aus} zu Beginn über der Eingangstemperatur T_{ein} liegt.

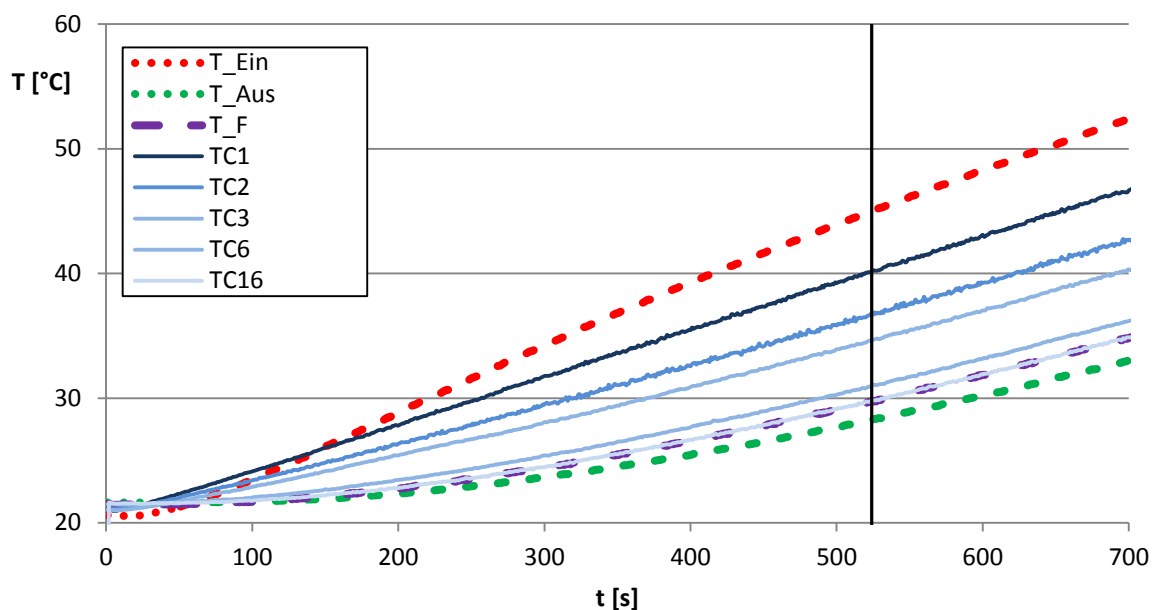


Abbildung 6.1: Zeitliche Temperaturverläufe an den Rohrschlangen bei einem Aufheizversuch. 6BS bei 200 rpm. Die vertikale Linie bei 525 s kennzeichnet den Extraktionszeitpunkt für die örtliche Auftragung

Die Temperaturverläufe eines Aufheizversuchs sind beispielhaft in Abbildung 6.1 dargestellt. Daraus geht hervor, dass der Temperaturabfall innerhalb der ersten Windungen am stärksten ist. Die Fluidtemperatur T_F ist zu jeder Zeit gleich der Oberflächentemperatur der obersten Rohrwendel T_{C16} was bedeutet, dass sich Rohr und Fluid dort bereits im thermischen Gleichgewicht befinden und keine Wärme mehr ausgetauscht werden kann. Die oberhalb des Reaktors gemessene Ausgangstemperatur T_{aus} liegt minimal niedriger als die Fluidtemperatur, weshalb auch nach Ende des eingetauchten Rohrschlängenteils mit einer Wärmeabgabe an die Umgebung zu rechnen ist. Für eine Vergleichbarkeit unterschiedlicher Messreihen - und damit unterschiedlicher Temperaturverläufe - werden die erhaltenen Temperaturdaten fortan von einem definierten Zeitpunkt aus diskutiert und verglichen. Reproduzierbar festgelegt werden kann der Zeitpunkt, wenn die Eingangstemperatur 45°C erreicht, im dargestellten Fall ungefähr in der Mitte der Versuchslaufzeit. Die relativen Verhältnisse der Temperaturprofile sind zu jedem Zeitpunkt nach der Anlaufphase gleich, weshalb die örtliche Auftragung prinzipiell an jedem Zeitpunkt danach erfolgen kann. Die Auftragung der gemessenen Temperaturen gegen die Ortskoordinate der Rohrschlänglänge l/L liefert den örtlichen Verlauf der Rohrtemperatur (Abbildung 6.2). Dort ist zu erkennen, dass die Oberflächentemperatur schnell bis $0,3\ l/L$ abfällt, um sich anschließend asymptotisch der Fluidtemperatur anzunähern. Der Großteil des Wärmestromes $\dot{Q}_{t=525\text{ s}} = 676,2\text{ W}$ zu diesem Zeitpunkt wird daher bereits nach $1/3$ der Gesamtrohrlänge auf das Fluid übertragen.

6.1.2 Konzept der relevanten Wärmeaustauschzone (RWAZ) [106]

Hinsichtlich der Stoffstromführung entspricht dies dem Konzept eines Kreuzstromwärmetauschers, wobei der gekreuzte Strom als temperaturkonstant betrachtet wird. Im vorliegenden Fall beträgt die Temperaturänderung des Fluids $1,65^\circ\text{C}/\text{min}$ und ist hinreichend groß gegenüber einer mittleren Verweilzeit von $8,9\text{ s}$ der Rohrströmung, womit ein quasi-stationärer Zustand vorliegt. Zur Berechnung des Gesamt-Wärmedurchganges wird in der Praxis [40] der Temperaturverlauf über die mittlere logarithmische Temperaturdifferenz beschrieben:

$$\Delta\vartheta_{ln} = \frac{\Delta\vartheta_a - \Delta\vartheta_b}{\ln\left(\frac{\Delta\vartheta_a}{\Delta\vartheta_b}\right)} \quad \text{Gl. 6.6}$$

Diese Vorgehensweise ist jedoch bei einer vollständigen Wärmeabgabe mit dem Grenzfall $\Delta\vartheta_b \rightarrow 0$ nicht möglich. Die notwendige Voraussetzung eines transportlimitierten Prozesses ist hier nicht gegeben.

Die Berechnung von Wärmedurchgangskoeffizienten k nach dem Ansatz in Gl. 6.5 unterschätzt den tatsächlichen Wärmeübergang dramatisch, da eine viel zu große Wärmeaustauschfläche A zugrunde gelegt wird, von dem tatsächlich nur ein kleiner Anteil am Wärmeaustausch beteiligt ist. Eine geschlossene analytische Beschreibung des örtlichen Temperaturverlaufs mit einem Zellenmodell (nach dem Konzept der Übertragungseinheiten (NTU) [40]) ist aufgrund der Komplexität der Innenraumströmung nicht möglich.

Zur quantitativen Beurteilung des Wärmetransports ist es daher notwendig, die tatsächlich am Wärmeaustausch beteiligte Fläche zu bestimmen. In Anlehnung an den Temperaturverlauf in Abbildung 6.2 soll der Verlauf der Temperatur mit einem Abfall 1. Ordnung beschrieben werden. Treibende Kraft ist die Temperaturdifferenz zwischen Rohroberfläche und Fluid ($T_C - T_F$), die ausgehend vom Maximum am Rohreingang

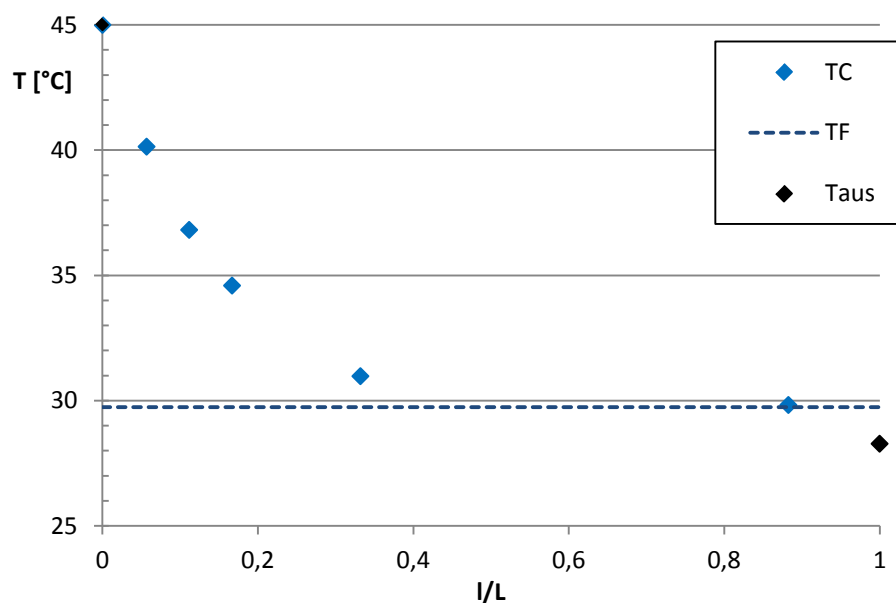


Abbildung 6.2: Örtlicher Temperaturverlauf entlang der Rohrschlangenlänge bei $t = 525$ s für den 6BS bei 200 rpm

$(T_{\text{Ein}} - T_F)$, entlang der Rohrlänge exponentiell abfällt.

$$T_C - T_F = (T_{\text{Ein}} - T_F) \exp^{-b \frac{l}{L}} \quad \text{Gl. 6.7}$$

wobei b eine für den Temperaturabfall spezifische Konstante darstellt, die selber vom eingehenden Wärmestrom, der charakteristischen Rohrschlangen- und Rührergeometrie und den umgebenden Strömungsverhältnissen abhängig ist. Höhere Werte für b kennzeichnen einen schnelleren Temperaturabfall und damit einen besseren Wärmeübergang. Durch Logarithmieren beider Seiten erhält man:

$$\ln(T_C - T_F) = \ln(T_{\text{Ein}} - T_F) - b \frac{l}{L} \quad \text{Gl. 6.8}$$

womit b als Steigung einer Regressionsfunktion für die Auftragung von $\ln(T_C - T_F)$ gegen die Ortskoordinate l/L erhalten werden kann. Für die Auslegung von Wärmetauschern ist es von hohem Interesse, bei vorgegebenem Temperierzeitraum bzw. verfügbarem Wärmestrom die benötigte Wärmeübertragungsfläche abzuschätzen. Eine zu groß gewählte Fläche wirkt sich einerseits ungünstig auf die Strömungsverhältnisse aus und ist andererseits mit hohen Investitionskosten verbunden. Für die Festlegung der optimalen Wärmeaustauschfläche ist es nützlich zu wissen, wann die Temperaturdifferenz auf 10 % ihres Ausgangswertes abgefallen ist, bzw. nach welcher Distanz l/L 90 % der Wärme übertragen wurde. Mit der Formulierung des Temperaturabfalls:

$$T_C - T_F = 0.1 (T_{\text{Ein}} - T_F) \quad \text{Gl. 6.9}$$

in Gl. 6.8 erhält man

$$\ln(0.1 (T_{\text{Ein}} - T_F)) = \ln(T_{\text{Ein}} - T_F) - b \left(\frac{l}{L} \right)_{90\%} \quad \text{Gl. 6.10}$$

$$\ln(0.1) = -b \left(\frac{l}{L} \right)_{90\%} \quad \text{Gl. 6.11}$$

$$\left(\frac{l}{L} \right)_{90\%} = \frac{\ln(10)}{b} \equiv \text{RWAZ} \quad \text{Gl. 6.12}$$

Die linke Seite der Gleichung beschreibt die benötigte dimensionslose Länge bzw. den Anteil der zur Verfügung gestellten Gesamtfläche, um 90 % der möglichen Wärme zu übertragen und wird im Folgenden als **Relevante WärmeAustauschZone (RWAZ)** bezeichnet. Als von b abgeleitete Größe ist die RWAZ ebenfalls von der jeweiligen Versuchseinstellung abhängig. Dahingehend zeigen sich für die jeweiligen Rührertypen deutliche Unterschiede in den Temperaturverläufen. Abbildung 6.3 stellt dazu die Verläufe von 6BS und BR bei gleicher Drehfrequenz und gleichem eingehenden Wärmestrom des Heizmediums gegenüber. In beiden Fällen wird durch die Approximation eine gute Deckung der Messpunkte erreicht, jedoch fällt die Temperatur bei BR deutlich rascher ab. Die RWAZ liegt beim 6BS bei $\left(\frac{l}{L} \right)_{90\%} = 0,30$ – die des BR bei $\left(\frac{l}{L} \right)_{90\%} = 0,12$ und beweist einen deutlich besseren Wärmeübergang für den BR.

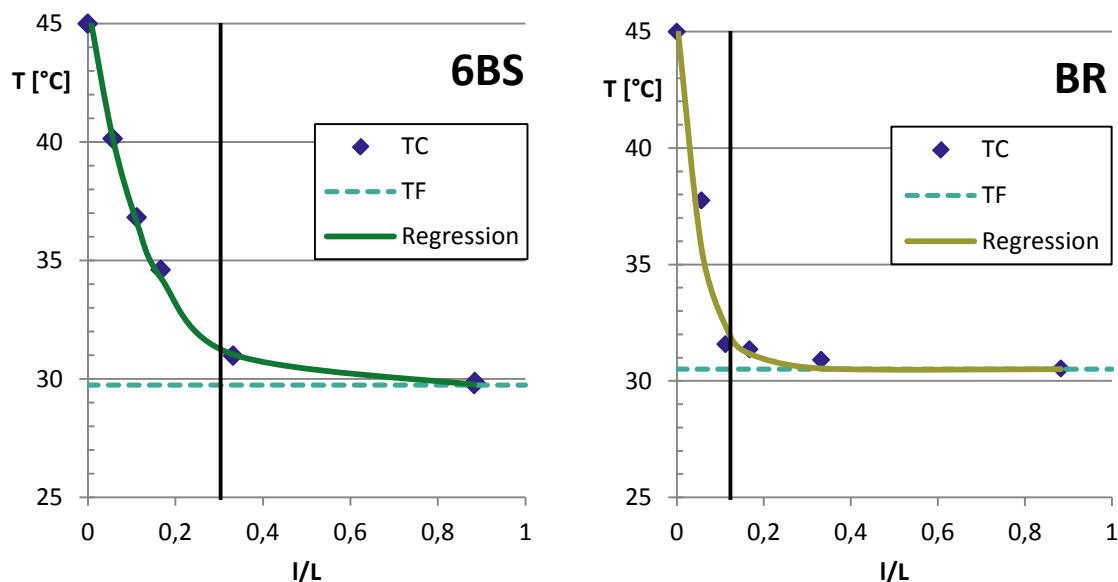


Abbildung 6.3: Örtliche Temperaturverläufe mit Regression für 6BS (links) und BR (rechts) bei 200 rpm, $T_{\text{ein}} = 60$ °C und $\dot{V} = 0,6$ L/min. RWAZ als vertikale Linie l/L bei 0,3 (6BS) und 0,12 (BR)

Mit dem Wissen um die RWAZ ist es weiterhin möglich, die tatsächlich am Wärmeübergang beteiligte Austauschfläche rechnerisch zu bestimmen. Während der Wärmestrom vollständig übertragen und damit konstant bleibt, wird die geforderte

Transportlimitation über den unterschiedlichen Austauschflächenbedarf erreicht. Die Größe A_{ges} für die Gesamtoberfläche der Rohrschlangen in Gl. 6.5 wird durch die effektiv genutzte Fläche A_{eff} mit

$$A_{eff} = \frac{\left(\frac{l}{L}\right)_{90\%}}{0,9} A_{ges} \quad \text{Gl. 6.13}$$

ausgedrückt. Für die Bestimmung des Wärmedurchgangskoeffizienten ergibt sich dann:

$$k = \frac{0,9 m_F c_{p,F}}{\left(\frac{l}{L}\right)_{90\%} A_{ges} (T_{ein} - T_{F,m})} \frac{\Delta T_F}{\Delta t} \quad \text{Gl. 6.14}$$

Hieraus kann dann der äußere Wärmeübergangskoeffizient α_a bestimmt werden, der charakteristisch für die Strömungsverhältnisse an den Rohrschlangen ist. Im Rahmen dieser Arbeit wurde der äußere Wärmeübergangskoeffizient α_a für einen Teil der verfügbaren Rührer unter Variation der Drehfrequenz experimentell bestimmt. Die umfassende Beschreibung der Versuche ist in der Arbeit von Matzke [105] gegeben.

Die Auftragung der bestimmten Koeffizienten mit den entsprechenden Approximationsfunktionen gegen die Reynoldszahl ist in Abbildung 6.4 dargestellt. Für den industriell wenig relevanten Propellerrührer wurden keine Messungen aus Aufheizversuchen durchgeführt. Fehlerhafte bzw. nicht auszuwertende Messungen (BR bei $Re = 10.000$ und 15.000 , SBR bei $Re = 15.000$ und 6BS bei $Re = 15.000$) sind nicht aufgeführt.

Bei allen Rührertypen wird ein Anstieg von α_a mit der Drehfrequenz bzw. Reynoldszahl beobachtet, wobei der Anstieg im unteren Drehfrequenzbereich am stärksten ist. Die kleinsten Koeffizienten werden für die verhältnismäßig kleinen Rührorgane 6BS und SBR mit Werten zwischen 700 bis $1900 \text{ W/m}^2\text{K}$ gefunden. Im betrachteten Reynoldszahlenbereich zeigen diese eine hohe Ähnlichkeit. Mohan et al. [107] geben für den 6BS in vergleichbaren Gefäßgrößen durchschnittliche Werte von 2200 bis $3400 \text{ W/m}^2\text{K}$ an. Die großflächigen Rührorgane IM und BR erreichen generell höhere Werte (1380 bis $2813 \text{ W/m}^2\text{K}$) mit einem deutlichen Sprung für $Re > 5.000$. Für die Rührertypen SBR und IM zeigen die geringen Bestimmtheitsmaße eine schlechte

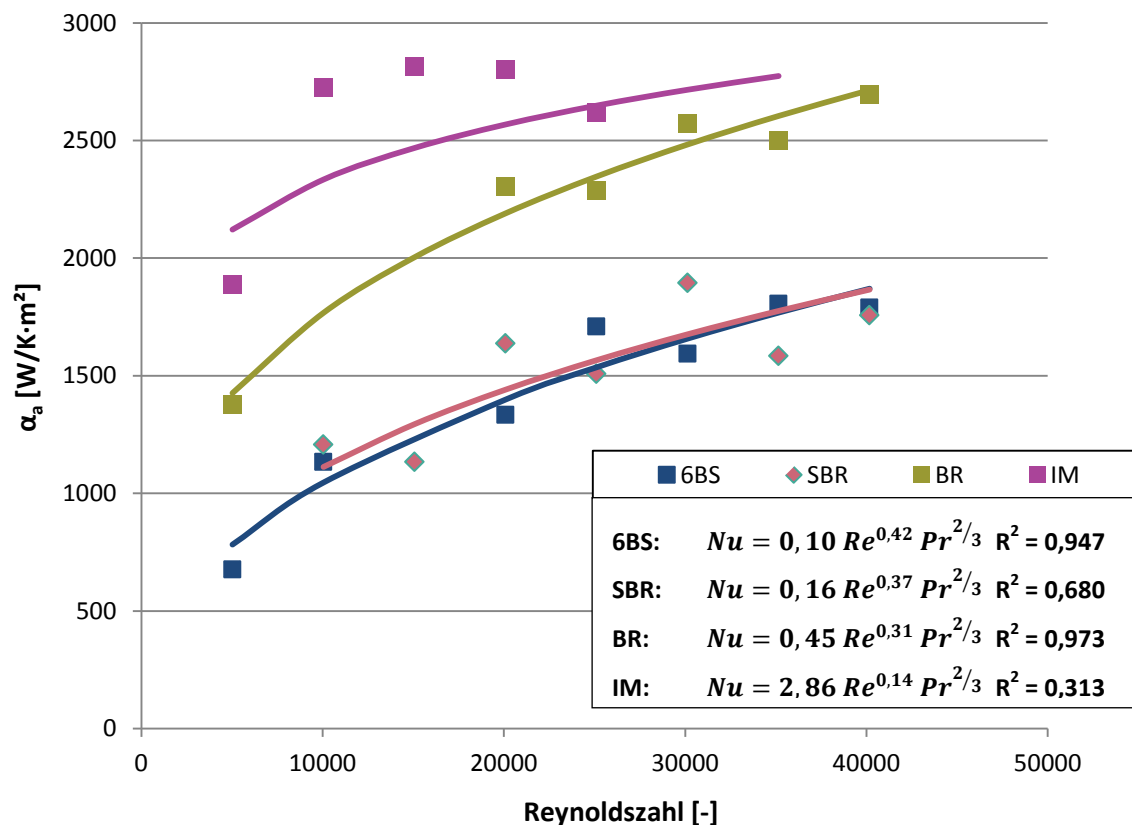


Abbildung 6.4: Äußere Wärmeübergangskoeffizienten für unterschiedliche Rührertypen aus Aufheizversuchen und Approximationsfunktionen

Regressionsgüte an, insbesondere beim IM zeigt sich für die Messpunkte kein charakteristischer Verlauf.

Der äußere Wärmeübergangskoeffizient wird offensichtlich in komplexer Weise von den Strömungsverhältnissen im Reaktor beeinflusst. Unter Anwendung einer Dimensionsanalyse haben verschiedene Autoren für die Beschreibung ihrer Messergebnisse Potenzprodukte der Gebrauchsform

$$Nu = C Re^a Pr^b Vis^c \quad \text{Gl. 6.15}$$

verwendet. Die konkreten Werte der Konstanten sind dabei für jede Kombination aus Rührer und Reaktorgeometrie spezifisch, teilweise können diese vielfältigen Geometrieeinflüsse auch durch zusätzliche Geometrie-Terme in Gl. 6.15 erweitert werden. Die Konstante C hängt vom Rührertyp ab und liegt üblicherweise zwischen 0 und 1. Für eine Manteltemperierung und vollturbulente Strömungen wurden

übergreifend für die Exponenten die Werte $a = 2/3$, $b = 1/3$ und $c = 0,14$ ermittelt [39]. Für die Berechnung des Wärmeübergangs in gerührten Reaktoren wurden dahingehend umfangreiche Tabellenwerke mit entsprechenden Kriteriengleichungen erstellt, die eine Vielzahl von Rührertypen und Geometrien abdecken. Für Reaktoren mit Rohrschlängeneinbauten liegen trotz der weiten Verbreitung verhältnismäßig wenige Untersuchungen vor [107].

Bei den durchgeführten Aufheizversuchen wurden nur die Drehfrequenzen bzw. die daraus abgeleiteten Reynoldszahlen variiert. Die Bestimmung der relevanten Konstanten C und a erfolgt durch Anpassung der Potenzform (Gl. 6.15) an die experimentellen Daten nach der Methode der kleinsten Fehlerquadrate. Die angepassten Graphen sind in Abbildung 6.4 für die vier untersuchten Rührer zusammen mit den Messdaten gezeichnet, die bestimmten Konstanten und die Bestimmtheitsmaße der Approximationsfunktionen sind in Tabelle 6.2 gegeben. Die Nusselt-Zahl wurde hier abweichend mit dem Rohrschlängen-Außendurchmesser D_p berechnet:

$$Nu = \frac{\alpha_a D_p}{\lambda_F} \quad \text{Gl. 6.16}$$

Der Exponent der Prandtl-Zahl b wurde mit $1/3$ übernommen sowie das Viskositätsverhältnis aufgrund des geringen Einflusses vernachlässigt ($Vis = 1$).

6.1.3 Vergleich mit der Literatur

Generell liegen die Werte für den Exponenten a bei allen Rührern deutlich niedriger als in der Literatur üblich ($\sim 0,67$), was primär auf die geringe Zahl an Messpunkten zurückzuführen ist. Die Bestimmtheitsmaße für den SBR und den IM sind außerordentlich niedrig und kennzeichnen eine schlechte Regressionsgüte. Die dargestellten Korrelationen basieren auf je maximal 7 Messpunkten und weisen teilweise große Lücken aufgrund von fehlerhaften Versuchen auf (z.B. BR). Trotzdem kann der Exponent der Reynoldszahl a für die Messreihen von 6BS und BR als Maß für die Drehfrequenzabhängigkeit herangezogen werden. Die Werte des 6BS bestätigen diesen Trend einer ausgeprägten Drehfrequenzabhängigkeit ($a = 0,42$) bei gleichzeitig

hoher Regressionsgüte. Trotz dessen sind die gefundenen Werte signifikant geringer als üblich, weshalb vermutet werden kann, dass die Drehfrequenz in Rohrschlangensystemen einen geringeren Einfluss hat als bisweilen angenommen. Ein aussagekräftiger Vergleich von C ist nicht möglich, da der Wert von a als Exponent der ohnehin wertmäßig großen Reynoldszahlen einen viel zu großen Effekt hat und den Einfluss von C überlagert.

Tabelle 6.2: Konstanten der Potenzproduktform aus Gl. 6.15 für die untersuchten Rührertypen (eigene Untersuchungen) in Abbildung 6.4

Rührertyp	Konstante C	Exponent der Reynoldszahl a	Bestimmtheitsmaß R^2
6BS	0,10	0,42	0,947
SBR	0,16	0,37	0,680
BR	0,45	0,31	0,973
IM	2,86	0,14	0,313

Die Darstellung der Messreihen in Potenzproduktform hat den Vorteil, dass Sie einfach mit den Messdaten anderer Autoren verglichen werden kann. Tabelle 6.3 stellt die Ergebnisse dieser Arbeit exemplarisch für den 6BS mit Daten aus der Literatur für ähnliche Geometrien gegenüber. Neben den bestimmten Koeffizienten sind dort auch die von den Autoren vorgeschlagen zusätzlichen Geometrieterme, als auch Hinweise zur Versuchsdurchführung angegeben. Der Exponent a wird in den Quellen übereinstimmend mit $\sim 2/3$ angegeben, der hier gefundene Wert unterscheidet sich dahingehend deutlich.

Die Form und die Exponenten der Geometrie-Terme haben einen starken Einfluss auf die Nusselt-Zahl, wobei generell größere Rührorgane den Wärmeübergang begünstigen (D/T), genau wie eine Vergrößerung des Rohrdurchmessers (D_p/T). Letzteres lässt vermuten, dass die Durchströmung der Rohrspalte eine wichtige Rolle spielt und seitens der ausgehenden Rührerströmung nur wenig beeinflusst werden kann. Nagata und Takimoto [30] haben darüber hinaus auch die Höhe der Rührblätter (W/T), die Anzahl der Rührblätter ($N_{BL}/6$) und den Anstellwinkel der Rührblätter Θ korreliert, um eine universelle Ausdrucksform für den Wärmeübergang zu erhalten.

Tabelle 6.3: Auswahl von Potenzproduktformen zur Berechnung des Wärmeüberganges für den 6BS aus verschiedenen Quellen

Referenz	C	a	b	$f(\Pi_1, \Pi_2 \dots)$	Bemerkung
Diese Arbeit	0,10	0,42	0,33		instationär
Perarasu et al. [108]	0,0877	0,64	0,29	$\left(\frac{D}{T}\right)^{0,1} \left(\frac{D_P}{T}\right)^{0,5}$	stationär, elektrische Wärmequelle am Gefäßboden
Havas et al. [109]	0,187	0,688	0,36	$\left(\frac{D}{T}\right)^{0,62}$	stationär, Heizmantel oder alternierend verlaufende Rohrschlangen
Nagata et al. [30]	0,03	0,67	0,33	$\left(\frac{\frac{W}{T}}{1/5}\right)^{0,2} \left(\frac{\frac{D_p}{D}}{0,04}\right)^{0,5}$ $\left(\frac{D}{H}\right)^{0,15} \left(\frac{N_{BL}}{6}\right)^{0,2} \sin(\theta)^{0,5}$	stationär, Heizmantel
Oldshue and Gretton [32]	0,17	0,67	0,37	$\left(\frac{D}{T}\right)^{0,1} \left(\frac{D_P}{T}\right)^{0,5}$	stationär und instationär, zwei alternierend verlaufende Rohrschlangen

Seth und Stahel [35] sowie Oldshue [23] zeigten, dass stationäre und instationäre Messverfahren gleiche Werte für den Wärmeübergang liefern. Auch wenn die Geometrieverhältnisse der Quellen ähnlich gewählt wurden, unterscheidet sich die experimentelle Durchführung der Heizversuche doch deutlich. Bei stationären Messungen wird für die Einstellung des Gleichgewichts eine zweite Wärmequelle bzw. –senke benötigt, die sehr unterschiedlich realisiert werden kann. Oldshue und Gretton [32] haben hierfür zwei alternierend verlaufende Rohrschlangen in einem $1,4 \text{ m}^3$ Reaktor eingesetzt, von denen eine mit Sattedampf, die andere mit Kühlwasser beschickt wurde. Dort spielte demzufolge die Durchströmung der Rohrspalte eine größere Rolle. Nagata et al. und Havas et al. [30,109] haben über die Rohrschlangen gekühlt und den Mantel mit Dampf beheizt – wodurch der Wärmeübergang gleichzeitig von den Strömungsverhältnissen an der Reaktorwand abhing. Perarasu et al. [108] dagegen hat elektrische Wärmequellen am Gefäßboden als Wärmequelle eingesetzt und über die Rohrschlangen gekühlt, was bei einem radial fördernden Rührorgan nicht das Optimum der Strömungsverhältnisse widerspiegelt.

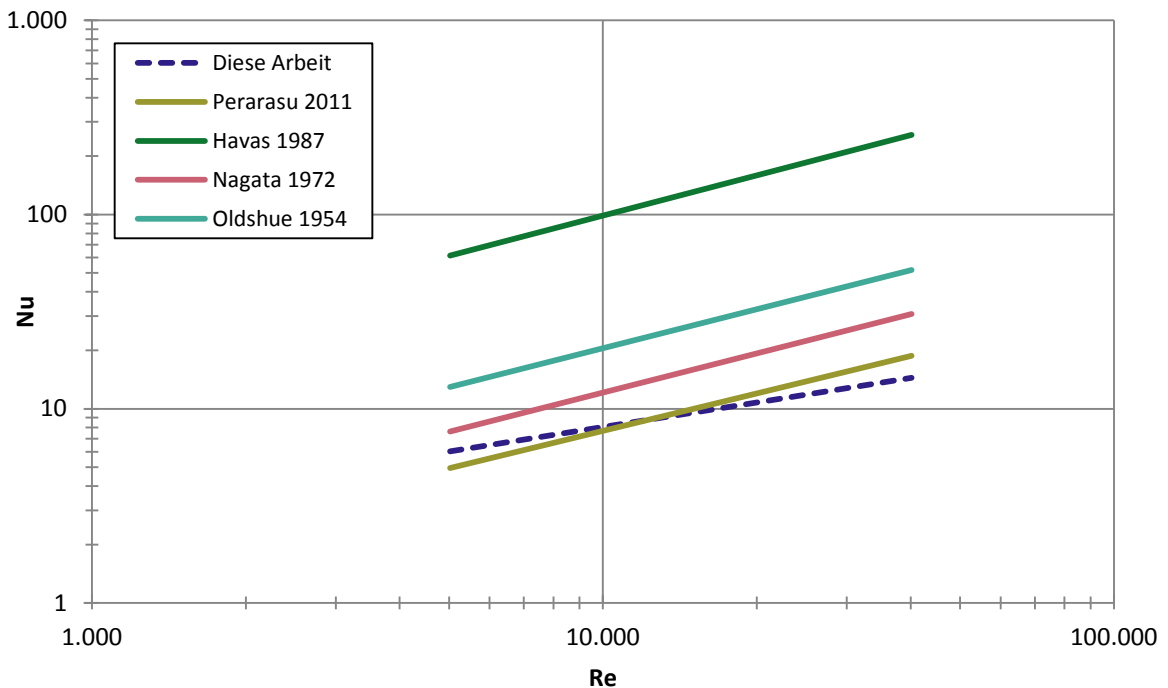


Abbildung 6.5: Wärmeübergangscharakteristiken für den 6BS aus dieser Arbeit im Vergleich mit Literaturdaten nach Tabelle 6.3

Wärmeübergangscharakteristiken nach Tabelle 6.3 sind in Abbildung 6.5 gezeichnet. Durch die doppelt-logarithmische Auftragung ist der Exponent der Reynoldszahl α als Steigung der Geraden zu erkennen. Für diese Arbeit liegen die Werte von Nu zwischen 6 bzw. 14 und damit in ähnlicher Lage wie Perarasu (5 bis 18,7). Oldshue und Nagata finden merklich höhere Werte (maximal 31 bzw. 51), während Havas um den Faktor 15 höher liegt. Einen Erklärungsansatz bietet die Fluidtemperatur während der Messungen, die hier bei 30 °C und bei Perarasu zwischen 30 und 54 °C für Wasser lag. Durch die Dampfheizung haben Oldshue und Nagata oberhalb 88 °C gearbeitet. Havas et al. [109–111] hat in mehreren Arbeiten zu Rohrschlangen (u.a. Zylinderschlangen, Registerrohre) jeweils mit Heiz- und Kühlwasser und einer Fluidtemperatur von 50 °C gearbeitet. Weiterhin liegt bei den betrachteten Arbeiten mit sehr hohen Nusseltzahlen immer ein direkter Transportweg zwischen den zwei eingesetzten Wärmeaustauschflächen (Rohrschlange auf Mantel bzw. Rohrschlange auf Rohrschlange) vor. Der Wärmetransport findet dort direkt zwischen den jeweiligen Wärmeaustauschflächen statt und temperiert nicht den eigentlichen Reaktorinhalt. Nusseltzahlen in der Größenordnung von 100 wie bei der Arbeit von Havas, entsprechen einem Wärmeübergangskoeffizient von $\alpha = 12.300$, was einen unplausibel hohen Wert darstellt. In gängigen Nachschlagewerken [40] wird bei innenliegenden Rohrschlangen

maximal ein Bereich von $k = 1200$ bis $3500 \text{ W/m}^2\text{K}$ bei Dampfheizung und siedender Flüssigkeit im Innenraum angegeben.

6.1.4 Leistungsbedarf des Wärmeüberganges

Um eine Aussage über die Energieeffizienz der verschiedenen Rührer zu machen, wird die dimensionslose Nusseltzahl gegen den volumenspezifischen Leistungseintrag P/V aufgetragen. Der Leistungsbedarf wurde hier unter Verwendung der Leistungscharakteristiken der jeweiligen Rührer aus Abschnitt 5.1 berechnet. Obwohl letztere bei Versuchen im Plexiglas-Modell gemessen wurden, können aufgrund der hohen geometrischen Ähnlichkeit von Rührer und Rohrschlangen sowie einer ausreichenden Bewehrung (2 SB im Metall- gegenüber 4 SB im PG-Modell) die Daten auf diese Experimente angewendet werden. Das Ziel der Optimierung des Wärmeüberganges ist es, möglichst hohe Nusseltzahlen bei gleichzeitig geringem Leistungsbedarf zu erreichen.

In der Abbildung 6.6 sind die Verläufe für die vier untersuchten Rührer eingezeichnet. Mit steigender Leistung zeigt sich in allen Fällen eine Zunahme der Nusseltzahl, die sich früh einem konstanten Wert annähert, wobei die großflächigen Rührorgane BR und IM

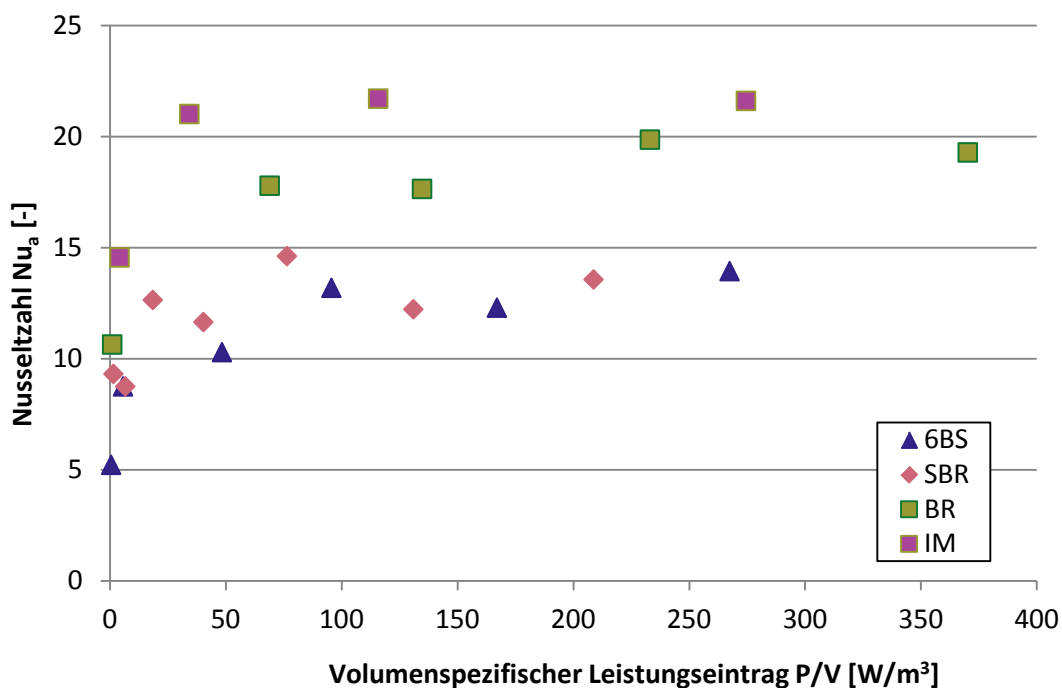


Abbildung 6.6: Nusseltzahl des äußeren Wärmeüberganges gegen volumenspezifischen Leistungsbedarf der verwendeten Rührer

die höchsten Wärmeübergänge erreichen. Hervorzuheben ist der IM, welcher bereits bei 15 W/m^3 ($Re = 5.000$) den dort besten Wärmeübergang mit $Nu = 15$ erreicht, um bei 34 W/m^3 auf das Maximum von $Nu = 21$ anzusteigen. Die kleinflächigen Rührer (6BS, SBR) steigen deutlich langsamer bis zum Maximum $>100 \text{ W/m}^3$ mit $Nu \sim 13$. Der BR liegt mit maximal $Nu = 18$ im Mittelfeld.

Es zeigt sich, dass die Verläufe der Nusseltzahlen schnell gegen einen Grenzwert streben, ab dem eine weitere Erhöhung des Energieeintrags keine Verbesserung des Wärmeüberganges mehr erbringt. Der genaue Punkt ist wegen der geringen Dichte an Messpunkten nicht genau festzulegen, liegt jedoch für alle Rührer $>100 \text{ W/m}^3$ bzw. $>0,1 \text{ W/kg}$. Beim IM ist dies sogar ab $\sim 30 \text{ W/m}^3$ der Fall. Eine Leistungssteigerung führt also bei gegebenem Rührertyp und turbulent gerührtem System mit konstanten Newton-Zahlen zu keinem wesentlichen Anstieg des Wärmeüberganges. Poggemann et al. [37] haben in diesem Zusammenhang den Ausdruck

$$\frac{P}{V} \propto D^{\frac{1}{2}} \alpha^{\frac{9}{2}} \text{ bzw. } \alpha \propto \left(\frac{P}{V}\right)^{\frac{2}{9}} D^{\frac{1}{9}} \quad \text{Gl. 6.17}$$

hergeleitet, der die gefundene Beobachtung unterstützt.

6.1.5 Fehlerquellen der Aufheizversuche

Der hier beobachtete vollständige Wärmeübergang ist ein experimenteller Sonderfall und sollte in weiterführenden Messungen näher beleuchtet werden. Der über die Länge der Rohrschlange abfallende Temperaturgradient tritt nur bei der Beheizung bzw. Kühlung mit flüssigen Medien auf. Bei der Beschickung mit Sattedampf liegt über die gesamte Rohrlänge ein konstanter Gradient an der Oberfläche an. Bei einem maximalen Förderdruck des Umwälzthermostaten von 0,7 bar können im Aufbau nur 0,64 L/min Wasser durch die Rohrschlangen gefördert werden. Der dabei erreichte Wärmestrom von $\dot{Q} = 676,2 \text{ W}$ könnte z.B. durch eine Erhöhung des Förderdrucks als auch eine Vergrößerung des Temperaturdifferenz erreicht werden. Höhere Temperaturdifferenzen würden gleichzeitig den Einfluss der Messungenauigkeit der Instrumente verringern, sowie das vorgeschlagene Auswerteverfahren über die RWAZ weiter validieren.

Stationäre Messmethoden haben den Nachteil, dass durch die Einführung einer zweiten Wärmequelle in das System die Frage nach dem konkreten Wärmeübergang verkompliziert und das Augenmerk weg von den Rohrschlangen gelenkt wird. Instationäre Messmethoden gehen dagegen von der Annahme einer idealen Durchmischung des Reaktorraumes aus, die jedoch seltenst gehalten werden kann. Durch die Einführung mehrerer Temperaturmessungen im Innenraum kann diese Frage näher beleuchtet werden. Auch das Wissen um die Mischzeit ist ein hilfreicher Indikator für diesen Punkt. Weiterhin führen große Fluidmassen zu einer trägen Reaktion der Temperaturänderung und damit einer zunehmenden Ungenauigkeit, wenn der Volumen- bzw. Wärmestrom in der Rohrschlange klein gegenüber dem Reaktorvolumen ist. Im vorliegenden Fall beträgt die Temperaturänderung des Fluids im gewählten Zeitintervall $0,82\text{ °C}/30\text{ s}$, bei einem Gerätefehler der Thermoelemente von $\pm 0,1\text{ °C}$. Zur Verbesserung könnte durch eine mathematische Approximation im Zielbereich der Temperaturverlauf durch eine analytische Funktion angenähert und die finiten Differenzen durch ein genaueres Differential der Temperaturänderung ersetzt werden.

6.2 Temperaturmessungen im RIM-System

Neben den Aufheizversuchen zur Bestimmung der Wärmeübergangskoeffizienten als Bilanzgröße sollte zusätzlich der lokale Wärmeübergang an den RS im brechungsindexangepassten System untersucht werden. Frühere Temperatur-LIF Messungen am Metall-Modell [112] in Wasser wurden bereits in der Horizontalebene nahe der untersten Rohrschlange durchgeführt und zeigten, dass die höchsten Temperaturdifferenzen ($>10\text{ °C}$) in der Region der ersten Wendel auftraten. Im gewählten Temperaturbereich (25 bis 45 °C) konnte eine gute Auflösung der Temperatur erreicht werden, jedoch wurde die Messung durch erhebliche Reflektionen an der Metalloberfläche sowie starke Partikelkontaminationen durch die Einbauten gestört. Durch die Arbeit am PG-Modell sollen die Reflektionen reduziert und dadurch die Messung verbessert werden. Gleichzeitig soll der zum Behälterinneren gewandte und sonst verdeckte Bereich der Rohrschlangen mit dargestellt werden.

6.2.1 Aufheizverhalten im PG-Modell

Analog zu den Arbeiten in Abschnitt 6.1 soll vorab der Temperaturverlauf bei Aufheizversuchen anhand der Thermoelementmessungen betrachtet werden (Abbildung 6.7). Neben der Eingangs-, Ausgangs- und Fluidtemperatur wurde auf der RS die Oberflächentemperatur auf der untersten sowie einer mittleren (T_{C1} und T_{C6}) Rohrwendel gemessen. Mit Beginn der Messung wurde der Heizkreislauf eingeschaltet und auf einen Sollwert von 40 °C begrenzt, um das temperaturempfindliche RIM-Fluid vor Zersetzung zu schützen. Nach $\sim 200\text{ s}$ wird eine Eingangstemperatur der RS von 35 °C erreicht, die Ausgangstemperatur beträgt zu dem Zeitpunkt $26,7\text{ °C}$. Die Oberflächenmessungen für T_{C1} und T_{C6} weisen leichte Schwankungen auf, verlaufen jedoch gleich mit $23,3\text{ °C}$ bei $t = 200\text{ s}$. Die Fluidtemperatur beträgt dabei $21,7\text{ °C}$. Die Temperaturunterschiede zwischen Oberflächen- und Fluidtemperatur bleiben oberhalb 100 s gleich bei $\Delta T \sim 1,2\text{ °C}$. Aus der Lage der Temperaturen geht bereits hervor, dass der Anteil von innerem Wärmeübergang mit α_i und Wärmeleitung λ/δ geschwindigkeitsbestimmend ist. Diesem Anteil entspricht die größere Differenz von Rohrschlängenfluid (minimal T_{aus}) zur Außenoberfläche mit $\Delta T \sim 3,4\text{ °C}$. Auch die

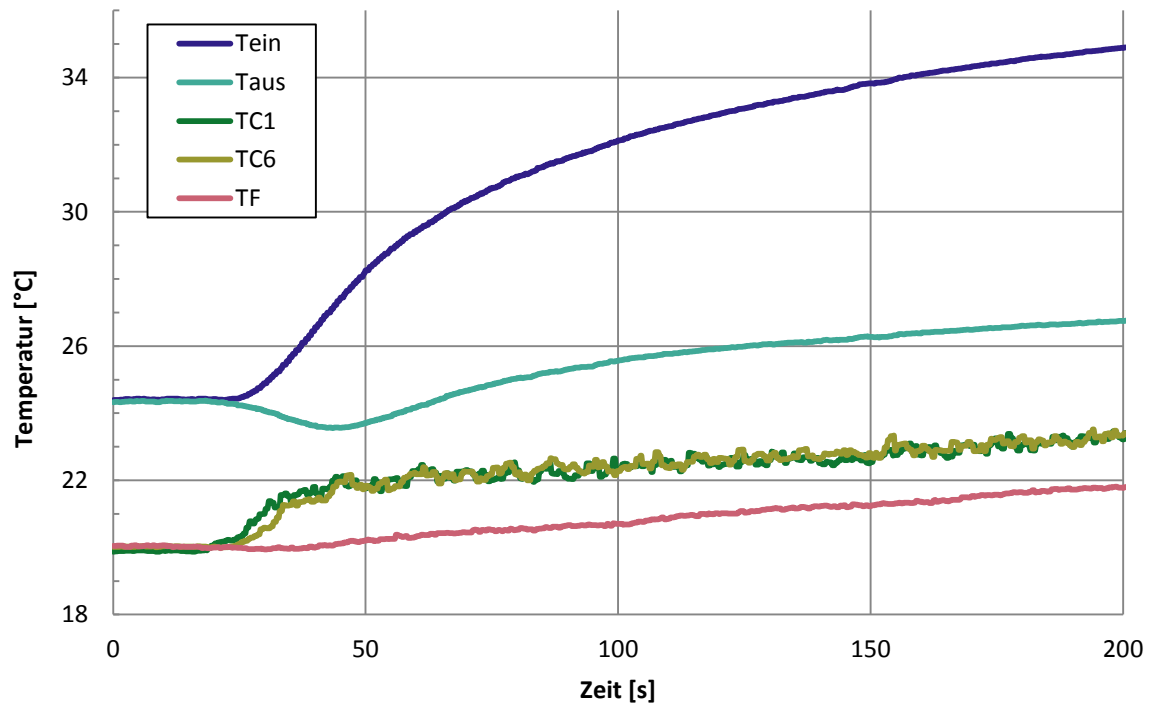


Abbildung 6.7: Temperaturverlauf der Thermoelementmessungen im PG-Modell beim Aufheizen. Tatsache, dass sich die Oberflächentemperaturen nicht entlang der Rohrschlänge ändern, deutet auf eine starke Transportlimitierung bereits innerhalb der RS hin.

Während des gesamten Aufheizzeitraumes von 200 s erwärmt sich der Behälterinhalt nur um 1,7 °C, weshalb zunächst der eingehende Wärmestrom betrachtet werden soll. Das Fluid in der RS wird über eine Schlauchpumpe mit $\dot{V} = 0,5 \text{ L/min}$ gefördert, mit der Differenz aus Eingangs- und Ausgangstemperatur ergibt sich ein übertragener Wärmestrom von $\dot{Q} = 232 \text{ W}$ - demgegenüber werden im Metall-Modell unter vergleichbaren Bedingungen $\dot{Q} = 676 \text{ W}$ übertragen. Der fehlende Temperaturgradient zeigt zudem eine konstante Temperatur an der Rohrschlängenoberfläche an, worüber die Wärme gleichmäßig übertragen wird. Mit der höheren Ausgangstemperatur liegt eine Transportlimitation vor, wodurch - im Gegensatz zum Metallmodell - die gesamte Rohrschlängenoberfläche für die Übertragung zur Verfügung steht.

Für den Gesamtwärmeübergang am Zeitpunkt $t = 200 \text{ s}$ kann entsprechend nach Gl. 6.6 die mittlere logarithmische Temperaturdifferenz gebildet und der Wärmedurchgangskoeffizient berechnet werden. Mit $\Delta\vartheta_{\ln} = 8,41 \text{ K}$ und der Austauschfläche $A = 0,144 \text{ m}^2$ ergibt sich $k_{PG} = 192 \text{ W/m}^2\text{K}$. Der gefundene Koeffizient ist um den Faktor 4 kleiner als der niedrigste bzw. um den Faktor 15 kleiner als der

höchste Wert aus den Messungen im Metall-Modell. Von den in der Größe k enthaltenen Transportwiderständen lassen sich der Koeffizient α_i sowie der Quotient λ/δ für die Wärmeleitung unabhängig bestimmen. Mit den Berechnungsformeln von Matzke [105] erhalten wir für $\alpha_i = 1035 \text{ W/m}^2\text{K}$. Aufgrund des geringeren Volumenstromes und der höheren Viskosität liegt im Rohr eine laminare Strömung vor ($Re = 2.220$ bei $Re_{krit} = 5434$), wodurch der innere Übergangskoeffizient geringer ausfällt. Der Quotient λ/δ bildet sich aus der Wärmeleitfähigkeit von festem PMMA mit $\lambda_{PG} = 0,19 \text{ W/mK}$ [66] und der Wandstärke des Rohres $\delta = 1 \text{ mm}$ zu $\lambda/\delta = 190 \text{ W/m}^2\text{K}$. Auf eine Berechnung des äußeren Wärmeübergangskoeffizienten wird verzichtet, da aus den Werten von k und λ/δ bereits hervorgeht, dass die Wärmeleitung durch die Rohrwand aus Plexiglas allein bestimmend für den Wärmetransport von den Rohrschlangen ist.

6.2.2 Temperaturmessungen mittels T-LIF

Mithilfe der durchgeführten Kalibrierung der Methode *LIF calibration* in Dynamic Studio in Abbildung 3.11 wird die aufgenommene Intensität bzw. die Helligkeit des Pixels in eine skalare Temperatur umgerechnet. Die dargestellte Kalibrierkurve skizziert dabei nur die mittlere Änderung der Pixelhelligkeit in Bezug auf die skalare Größe, die eigentliche Kalibriermethode erstellt eine separate Kalibrierfunktion für jeden Pixel im Bildausschnitt ($>2 \cdot 10^6$ Pixel), von denen einige eine höhere, einige eine niedrigere Dynamik aufweisen [50]. Helligkeitsschwankungen durch eine ungleichmäßige Ausleuchtung des Lichtschnittes werden so automatisch korrigiert, ohne dass eine vorherige Bildbearbeitung erforderlich wäre. Im Umkehrschluss bedeutet das auch, dass die tatsächlich angewendeten Kalibrierinformationen aus Dynamic Studio nicht für eine unabhängige statistische Analyse verfügbar sind. Die Angabe eines Vertrauensbandes mit einer Vorhersagewahrscheinlichkeit nach DIN 32645 [113] ist damit nicht möglich. Zur Beurteilung der Kalibriergröße und zur Abschätzung der Messgenauigkeit sollen daher andere Verfahren herangezogen werden. Bereits bei den Mischzeitbestimmungen in Abschnitt 5.2.5 wurden während der Messung Schwankungen der Lichtschnittintensität als zufällige Fluktuationen der Bildhelligkeit beobachtet. Abbildung 6.8 zeigt diese Lichtschnittschwankungen aus einem Punkt in der Behältermitte einer LIF-Messung bei konstanter Temperatur über einen Zeitraum von

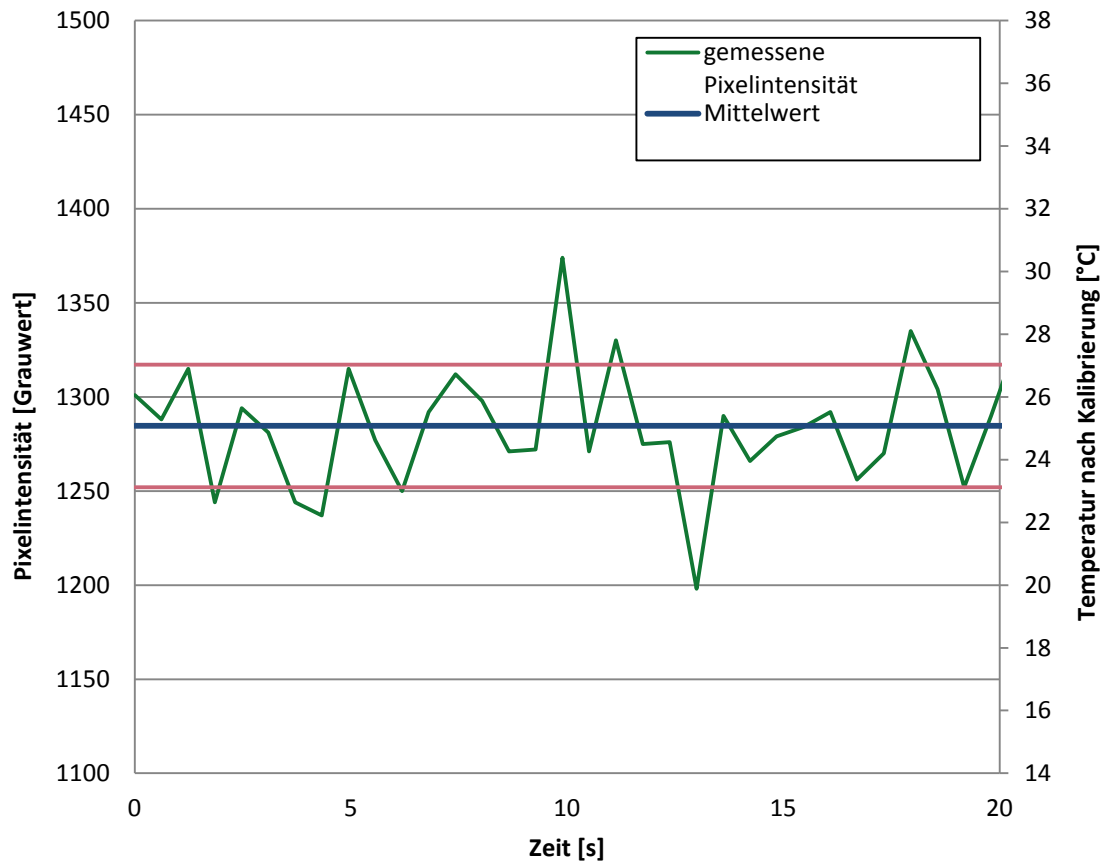


Abbildung 6.8: Zeitliche Lichtschnittschwankungen einer LIF-Messung bei konstanter Temperatur mit Mittelwert und Standardabweichung. Temperaturskala rechts nach Kalibrierung aus Abbildung 3.13

20 s. Die gemessenen Grauwerte sind auf der linken Skala, die relativen Temperaturänderungen auf der rechten Skala dargestellt. Es zeigt sich, dass die gemessene Pixelintensität bei jedem Puls stark variiert, jedoch um einen Mittelwert von 1284 schwankt. Die Standardabweichung beträgt $\sigma = 33$ und damit 2,5 % des Mittelwertes bzw. 0,8 % der Gesamtdynamik des Kamerabildes bei 12 Bit. Zur Beurteilung der Messgenauigkeit werden die Schwankungen bei konstanter Temperatur als Grundrauschen aufgefasst. Nach DIN 32645 [113] kann die Nachweisgrenze eines Analytischen Verfahrens als Vielfaches des Quotienten aus Standardabweichung und Steigung (Sensitivität) der Kalibrierfunktion abgeschätzt werden. Zur Auflösung eines räumlichen und zeitlichen Temperaturgradienten im aufgenommenen Bildausschnitt wird daher eine geforderte Genauigkeit der Temperaturmessung $\pm \Delta T$ festgelegt:

$$\pm\Delta T = 3 \frac{\sigma}{m} \quad \text{Gl. 6.18}$$

mit der Standardabweichung des Grundrauschens σ und der Steigung der mittleren Kalibriergeraden aus Abbildung 3.13. Letztere kann über die Minima und Maxima der Stützstellen abgeschätzt werden:

$$m = \frac{(887 - 987) \text{ Grauwerte}}{(26 - 19)^\circ\text{C}} = -14,3 \frac{\text{Grauwerte}}{^\circ\text{C}} \quad \text{Gl. 6.19}$$

Nach Gl. 6.18 beträgt die abgeschätzte Genauigkeit der LIF-Temperaturmessung $\pm\Delta T = 6,8^\circ\text{C}$. Dieser Wert umfasst nahezu den ganzen Definitionsbereich der Kalibrierung und macht eine präzise Temperaturmessung mittels LIF im Behälter unmöglich. Dahingehend wird auf eine weitere Darstellung der Temperaturverläufe im Reaktor aus optischen Messungen verzichtet und Methoden zur Verbesserung des Verfahrens werden erörtert.

6.2.3 Fehlerquellen der LIF-Temperaturmessungen

Im vorhergehenden Abschnitt wurde festgestellt, dass die resultierende Messungenauigkeit der optischen Temperaturmessung mittels LIF viel zu hoch und daher in der gegebenen Form keine Untersuchung durchführbar ist. In Ausgl. 6.18 gehen dabei sowohl die Standardabweichung aufgrund der Schwankungen der Messwerte, als auch die Steigung der mittleren Kalibrierfunktion als Ansatzpunkte hervor. Als genereller Punkt sei der gewählte Temperaturbereich für die Messung zu nennen.

Die beobachteten Schwankungen der Lichtschnittintensität sind bei gepulsten Lasern technisch bedingt und liegen nach Herstellerangaben zwischen ± 5 Grauwerten bei 8 Bit, entsprechend 2,0% des Dynamikbereichs der Kamera. Im vorliegenden Fall lag die Schwankung mit 0,8% des Dynamikbereichs sogar niedriger. Für PIV-Messungen sind diese Schwankungen bekannt und haben keinen negativen Einfluss auf Strömungsfelduntersuchungen. Zur weiteren Reduzierung der Schwankungen bei LIF-Messungen kann alternativ ein Dauerstrichlaser eingesetzt werden. Bei diesem ändert

sich die Intensität zeitlich nicht, jedoch sind keine zeitgleichen PIV-Messungen möglich. Alternativ kann das Messverfahren auf eine 2-Farben LIF (*2-color LIF*, *2C-LIF*) erweitert werden. Dabei werden üblicherweise zwei Fluoreszenzfarbstoffe eingesetzt, die mit derselben Lichtquelle angeregt werden, jedoch bei unterschiedlichen Wellenlängen emittieren. Durch halbdurchlässige Spiegel wird derselbe Bildausschnitt mit zwei Kameras aufgenommen. Diese sind mit optischen Filtern ausgestattet, so dass jeweils nur das Fluoreszenzlicht eines Farbstoffes aufgenommen wird. Für die Messung wird nun ein Farbstoff eingesetzt, der eine hohe Empfindlichkeit gegenüber der zu messenden Größe (pH, Temperatur) aufweist und ein Farbstoff der gegenüber dieser Größe inert ist. Helligkeitsschwankungen im Messbereich können dann über die Veränderung des inerten Farbstoffes berücksichtigt und beim empfindlichen Farbstoff kompensiert werden. Zähringer et al. [114] haben mit dem System Uranin (pH-sensitiv) und Pyridin (inert) den Stoffübergang in CO₂-Blasensäulen untersucht. PIV und 2C-LIF Messungen wurden von Hishida [115] mit Rhodamin 110 (inert) und Rhodamin B (T-sensitiv) in einem Strömungsrohr durchgeführt. Spätere Arbeiten behandeln eine Abwandlung des Verfahrens, wo nur ein Farbstoff eingesetzt, jedoch bei zwei Wellenlängen vermessen wird (*2-color 1-dye*). Dabei wird ausgenutzt, dass z.B. die Temperaturabhängigkeit an verschiedenen Orten des Emissionsspektrums unterschiedlich ist und mit Schmalbandfiltern separat gemessen werden kann. Entsprechende Temperaturmessungen wurden mit Rhodamin B [116] und Fluorescein 27 [117] durchgeführt. Auch in Mischzeituntersuchungen findet die 2C-LIF Anwendung. Kling und Mewes [118] haben durch Zugabe eines inerten und reaktiven Farbstoffes Regionen zwischen Makro- und Mikromischung unterscheiden können.

Die zweite relevante Größe für die Messgenauigkeit ist die Steigung der Temperaturkalibrierung, die sich direkt aus der Temperatursensitivität des verwendeten Farbstoffes ergibt. Für Rhodamin B wird in der Literatur eine Sensitivität von -1,6 %/°C in Wasser angegeben [117]. In der RIM-Lösung beträgt die Sensitivität umgerechnet -1,4 %/°C und damit leicht niedriger, was auf das unterschiedliche Fluidsystem zurückzuführen. Sowohl der pH-Wert von 4,5 als auch die hohe Ionenstärke der Salzlösung können eine Rolle spielen. Insofern sollte die Wahl eines anderen Farbstoffes für RIM-Systeme geprüft werden. Sutton [119] hat dahingehend mehrere temperatursensitive Farbstoffe untersucht und Fluorescein 27 wegen seiner höheren

Temperatursensitivität ($+3,50 \text{ \%/}^{\circ}\text{C}$) für LIF-Messungen in Wasser empfohlen. Das Konzept der 2C-LIF kann derweil beliebig erweitert werden, die Kombination zweier temperatursensitiver Farbstoffe und Messungen bei 3 oder mehr Wellenlängen ermöglicht Sensitivitäten bis $10 \text{ \%/}^{\circ}\text{C}$ [120]. Dabei sollte auch der zu untersuchende Temperaturbereich berücksichtigt werden. Durch die Beheizung der Plexiglasrohrschlangen sind hohe Temperaturgradienten nicht zu erwarten. Des Weiteren schränkt die Anwendung von NH_4SCN -Lösung den verfügbaren Temperaturbereich weiter ein. Der sensitive Farbstoff muss daher nur in einem geringen Temperaturbereich eine Linearität aufweisen.

Die potenzielle Erweiterung des möglichen Temperaturbereiches ergibt sich durch eine Anpassung des RIM-Fluids alternativ zu Ammoniumthiocyanat. Diesbezüglich steht eine Vielzahl von Fluiden zur Verfügung, die sowohl Salzlösungen als auch Öle umfassen [64]. Der Ersatz von PMMA als transparentes Material für Reaktor und Einbauten ist deutlich anspruchsvoller, da sich der Werkstoff sowohl durch seinen niedrigen Brechungsindex, als auch durch seine leichte Verarbeitungsweise auszeichnet.

7 Zusammenfassung und Ausblick

Im Rahmen der vorliegenden Arbeit wurden die Strömungsverhältnisse, sowie Mischzeit- und Wärmeübergangscharakteristiken in einem Rührreaktor mit helikalen Rohrschlangeneinbauten untersucht. Dazu wurde im Vorfeld in Anlehnung an gängige Auslegungsvorschriften ein Labor-Reaktormodell entworfen und mit eigens entwickelten Herstellungsverfahren aus brechungsindexangepassten Materialien konstruiert. In Kombination mit einer speziell gegen Verunreinigungen konditionierten Ammoniumthiocyanatlösung wurde ein vollständig transparentes Reaktormodell erhalten. Mit diesem Modell war es möglich, den sonst unzugänglichen Innenraum messtechnisch zu erfassen und erfolgreich PIV und LIF-Messungen durchzuführen.

Für die Untersuchungen wurden fünf Standard-Rührorgane eingesetzt, die sich hinsichtlich ihrer Primär-Förderrichtung unterscheiden: Der 6-Blattschreibenrührer (6BS), der Blattrührer (BR) und der Impellerrührer (IM, alle radial-fördernd) sowie der Schrägblattrührer (SBR) und der Propellerrührer (PP, beide axial-fördernd). Weiterhin wurde die Rührerdrehfrequenz angepasst, um Strömungszustände vom Übergangsbereich bis in den vollturbulenten Bereich ($Re = 5.000$ bis 20.000) abbilden zu können.

7.1 Strömungs- und Turbulenzfelder

Bei den Strömungsfelduntersuchungen wurden die gemittelten Strömungsgeschwindigkeiten, die turbulente kinetische Energie (TKE) und die lokale Energiedissipation im Vertikalschnitt des Reaktors experimentell mit PIV-Messungen bestimmt sowie durch CFD-Simulationen ermittelt und miteinander verglichen. Für alle Rührertypen skalierten die Geschwindigkeits- und Turbulenzfelder gut mit der Rührerumfangsgeschwindigkeit v_{tip} , die Normierung der lokalen Dissipationsenergie über die gemessene Wellenleistung zeigt ebenfalls eine gute Übereinstimmung. Beim 6BS wurde eine deutliche Änderung des Strömungsbildes zwischen $Re = 7.500$ und 10.000 beobachtet. Bis $Re = 7.500$ wird der Rührerstrahl teilweise bereits vor den Rohrschlangen umgebrochen, weiterhin tritt ab $Re = 10.000$ zusätzliche eine Verlagerung in der Geschwindigkeitskomponente in Tangentialrichtung eintritt. Für die

anderen Rührertypen konnte keine vergleichbare Änderung des Strömungstyps abhängig von der Drehfrequenz beobachtet werden.

Die kleinflächigen, im unteren Drittel des Reaktors eingebauten Rührer (6BS, SBR, PP) haben gemein, dass das obere Drittel des Reaktors nur schwach durchströmt wird. Einen großen Einfluss auf das Strömungsbild hat die Platzierung des Rührorgans im Reaktor, da die Turbulenz und Energiedissipation im Reaktor bei allen Rührorganen auf den Rührerstrahl beschränkt bleiben. Entsprechend erzeugen großflächige Rührer (BR und IM) eine gleichmäßigere Geschwindigkeits- und Turbulenzverteilung im Reaktor. Bei kleinflächigen, im unteren Teil des Reaktors eingebauten Rührern wurde der oberflächennahe Bereich tendenziell schlecht durchströmt. Für die Rührer 6BS und SBR wurde weiterhin eine ungünstige Umlenkung des Rührerstrahls unterhalb des Rohrschlangenansatzes beobachtet, die auf einen ungünstigen Bodenabstand zurückzuführen ist. Hier erweist sich die Literaturempfehlung $C_B = D/3$ für Rohrschlangen als nicht optimal. Diesbezüglich ist der Einsatz von mehrstufigen Rührorganen bzw. hohen Rührblättern wie beim BR und IM für den Wärmeübergang generell vorzuziehen, da diese eine gleichmäßigere Anströmung über die ganze Höhe der Rohrschlangenhelix sicherstellen. Die Axialförderer SBR und PP sind demgegenüber wenig für den Einsatz bei Rohrschlangeneinbauten geeignet, da die Hauptströmungsbereiche sich auf den Ringspalt beschränken. Der PP erzeugt im Vergleich zu den anderen eingesetzten Rührern ein äußerst schwaches Strömungs- und Turbulenzfeld und ist für den Einbau in Rührreaktoren nicht zu empfehlen.

Aufgrund der fehlenden *out-of-plane* Komponente der PIV konnte das Strömungsbild nicht vollständig rekonstruiert werden. Insbesondere bei den Radialfördernern ist von einer starken tangentialen Komponente der Rührerströmung auszugehen. Neben der schrittweisen Vermessung der Horizontalebene und anschließender Rekonstruktion der Strömungsfelder würde die Erweiterung auf eine Stereo-PIV bzw. volumetrische PIV die Aussagekraft der Messungen deutlich erhöhen. Gleichzeitig könnte bei der Abschätzung von Turbulenzfeldern auf die Annahme isotroper Turbulenz verzichtet und präzisere Modelle genutzt werden.

Der Vergleich mit den CFD-Simulationen zeigt eine hinreichende Übereinstimmung der Strömungsfelder in den relevanten Reaktorregionen. Es zeigt sich jedoch, dass der

Einsatz stationärer Lösungsverfahren für komplexe Rührerströmungen an seine Grenzen stößt. Abweichungen treten insbesondere im oberen Reaktordrittel nahe der Flüssigkeitsgrenzfläche auf, die vereinfacht als Wand ohne Haftbedingung angenommen wurde. Zukünftige Arbeiten sollten sich daher auf die transiente Lösung der Reaktorströmung konzentrieren und die Oberflächenbewegung unter Einsatz eines Mehrphasenmodells berücksichtigen, um eine realistischere Abbildung des Prozesses zu ermöglichen.

Die lokale Energiedissipation bei der PIV wurde mit einem einfachen Dimensions-Modell und einem Large-Eddy-Modell (LES) bestimmt. Beim den CFD-Simulationen wurde ein RANS k- ϵ -Modell verwendet. Das PIV-LES Modell liefert in der Rohrschlangenregion die plausibelsten Werte für ϵ , u.a. da im Dimensions-Modell eine konstante integrale Längenskala im Reaktorraum angesetzt wurde, welches die Dissipation in Entfernung vom Rührorgan stark überschätzt. Trotz der unterschiedlichen Ansätze wurden zwischen dem PIV-LES und dem CFD-RANS Modell eine hohe Übereinstimmung der räumlichen Dissipationsverteilungen gefunden. Für eine genauere Bestimmung der lokalen Werte von ϵ wird daher eine Anpassung der Smagorinsky-Konstante vorgeschlagen, bei gleichzeitiger Bilanzierung der Dissipation über den gesamten Reaktorraum. Die sukzessive Weiterentwicklung und Kopplung von PIV und CFD verspricht ein großes Potenzial zur gegenseitigen Verifizierung und Validierung sowie der Entwicklung leistungsfähigerer Turbulenzmodelle.

7.2 Mischzeit

Neben den Mischzeituntersuchungen wurden zusätzlich die Leistungscharakteristiken der Rührer bestimmt, welche sich überwiegend mit den Daten der Literatur decken. Einzig der Impellerrührer weist eine überdurchschnittlich hohe Newton-Zahl auf, was auf die besondere Ausführung des Labor-Rührorgans zurückzuführen ist. Bei der Bestimmung der Mischzeiten wurde zusätzlich zwischen zentrischer Zugabe nahe der Rührwelle und exzentrischer Zugabe im Ringspalt zwischen Rohrschlangen und Außenraum unterschieden. Für alle Rührer wurden längere Mischzeiten bei exzentrischer Zugabe gefunden, wobei die axial-fördernden Rührorgane die größte Zunahme aufweisen (bis +40%). Der Vergleich der eigenen Messungen mit

Rohrschlangeneinbauten mit Mischzeiten im leeren, bewehrten Reaktor aus der Literatur ergibt leicht erhöhte Mischzeiten für das Rohrschlängensystem (bis 10%), deutliche Zunahmen zeigt der SBR mit bis zu +71% bei exzentrischer Zugabe. Zusätzlich wurden die ermittelten Mischzeiten im Rohrschlängensystem mit dem spezifischen Leistungsbedarf der Rührer korreliert. Der Betrachtung zeigt, dass zum Erreichen der Mischgüte $M = 95\%$ der großflächige BR die höchste Energieeffizienz für das Homogenisieren aufweist, gefolgt von den Axialförderern SBR und PP.

Mithilfe der LIF-Daten aus dem Vertikalschnitt wurden weiterhin exemplarisch örtliche Mischzeitverteilungen aufgenommen. Der 6BS weist bei zentrischer Zugabe eine gute räumliche Mischzeitverteilung auf, bei der exzentrischen Zugabe ist die Mischzeit am Zugabeort deutlich erhöht, was auf einen gehinderten konvektiven Stoffaustausch im Ringspalt hindeutet. Der SBR zeigt dagegen eine gleichmäßigere Durchströmung des Ringspalts, wobei die obere Hälfte des Reaktors bei diesem axial nach unten fördernden Rührer tendenziell langsamer durchmischt wird. Übergreifend kann festgehalten werden, dass für eine schnelle Homogenisierung der Transport des Farbstoffes vom Zugabeort zum Rührorgan ausschlaggebend ist. Liegt am Zugabeort eine schlechte Durchströmung des Reaktors vor, verlängert sich die Mischzeit deutlich.

7.3 Wärmeübergang

Der Wärmeübergang von den Rohrschlangen wurde durch Aufheizversuche anhand eines geometrisch ähnlichen Metallmodells untersucht. Durch die Messung der Oberflächentemperatur entlang der Rohrschlangenlänge konnte ein charakteristischer Temperaturabfall beschrieben und die tatsächlich am Wärmeübergang beteiligte Oberfläche, bezeichnet als relevante Wärmeaustauschzone (RWAZ) [106], berechnet werden. Es wurde gezeigt, dass bei der Beschickung der Rohrschlangen mit einem flüssigen Wärmeträger, gegenüber einer Beheizung mit kondensierendem Sattedampf, weniger als die Hälfte der vorhandenen Austauschfläche ausgenutzt wird. Mithilfe einer entwickelten Auswertemethode wurde der drehfrequenzabhängige Wärmeübergangskoeffizient α für die verwendeten Rührer bestimmt und in eine Potenzproduktform überführt. Der Vergleich mit der Literatur zeigt erhebliche methodische Unterschiede der Messverfahren verschiedener Autoren, die eigenen

Messungen liegen im unteren Bereich der Vergleichsdaten und weisen eine geringere Drehfrequenzabhängigkeit als üblich auf. Unter Berücksichtigung des benötigten Leistungseintrags P/V erreichen BR und IM die höchsten Werte für den Wärmeübergang bzw. die kleinste RWAZ.

Mit dem Einsatz mehrerer Temperaturmessstellen auf der Rohrschlangenoberfläche könnte der örtliche Temperaturverlauf noch genauer aufgelöst und mit der lokalen Strömung besser korreliert werden. Das Konzept der RWAZ birgt diesbezüglich ein großes Optimierungspotenzial für die Beschreibung von Wärmeübergängen in komplexen Strömungssystemen. Die geringe Drehfrequenzabhängigkeit der eigenen Messungen stellt einen deutlichen Unterschied zur vorhandenen Literatur dar und bedarf einer genauen Prüfung mit einer erhöhten Versuchszahl. Die laseroptische Messung von Wärmeübergängen im brechungsindexangepassten System war nicht erfolgreich, da im konstruierten RIM-Reaktorsystem nur kleine Temperaturdifferenzen ($<3\text{ °C}$) zwischen Rohrschlange und Fluid erreicht werden konnten. Die Temperatursensitivität des Farbstoffes Rhodamin B in Kombination mit einem gepulsten Nd:YAG-Laser ist dabei zu gering, um bei kleinen Gradienten Temperaturmessungen in der geforderten Genauigkeit durchzuführen. Zur Verbesserung des Messverfahrens werden die Anpassung des RIM-Fluids zur Erweiterung des verfügbaren Temperaturbereichs und die Einführung einer Zweifarben-LIF zur Erhöhung der Temperatursensitivität vorgeschlagen.

7.4 Praktische Handlungsanweisungen

Die Untersuchung der Strömungs- und Turbulenzfelder zeigt, dass sich das vom Rührer aufgeprägte Strömungsbild im Reaktor primär aus dem Zusammenspiel von Rührorgan und Reaktorgeometrie, einschließlich der Einbauten, ergibt. Die Empfehlungen der Literatur für das Reaktordesign haben sich in mehreren Punkten als nicht optimal für Zylinderrohrschlangen erwiesen.

Eine Erhöhung der Drehfrequenz, respektive des Leistungseintrags, führt zu keiner unmittelbaren Verbesserung des Strömungsbildes, lediglich einer Intensivierung der Strömungsintensität an ohnehin durchströmten Bereichen. Der beobachtete Umschlagspunkt beim 6BS stellt diesbezüglich eine Ausnahme dar, steht jedoch in

engem Zusammenhang mit der tiefen Anordnung des Rührers zum unteren Ende der Rohrschlangen.

Der größte Effekt für die Optimierung der Strömungsverhältnisse im Rührreaktor ist daher über die Anpassung der konstruktiven Vorgaben gegeben. Eine gleichmäßige und intensive Durchströmung der Rohrschlangenregion wird über

- primär radiale Förderrichtung der Rührer,
- hohe Rührerblätter,
- mehrstufige Rührorgane und
- einen vergrößerten Bodenabstand ($C_1 > D/3$)

erreicht. Für die Ausführung der Rohrschlangen empfiehlt sich

- die Rohrschlange bis zum Reaktorböden verlängern ($C_B \sim 0$) oder alternativ
- die Ausrichtung weniger, kompakter Rohrreihen auf Höhe einzelner Rührorgane.

Mit diesen Maßnahmen soll die Umlenkung des Rührerstrahls vorbei an den Rohrschlangen verhindert werden. Wird eine hohe Turbulenz- bzw. Energiedissipation für den Wärmeübergang benötigt, kann dies durch

- hohe Rührerblätter wie beim BR oder
- einen größeren Rührerdurchmesser ($>0,3 D/T$)

erreicht werden. Für eine minimale Mischzeit beim Homogenisieren sollten

- radialfördernde Rührorgane eingesetzt sowie
- die Zugabe möglichst in der Mitte des Reaktors

erfolgen.

7.5 Fazit

Im Rahmen dieser Arbeit konnten die Strömungsverhältnisse im konstruierten Reaktormodell detailliert erfasst werden. Die entwickelten Methoden erlauben in Kombination eine umfassende Beschreibung des Einflusses von Rohrschlangeneinbauten auf die Strömung in gerührten Reaktoren und eine erste

Aussage über die Eignung verschiedener Rührorgane für den Wärmeübergang. Die entwickelten Methoden stellen zusammen ein mächtiges Werkzeug für die zielgerichtete Entwicklung optimierter Rührer- und Reaktordesigns und einen Anknüpfungspunkt für weiterführende Arbeiten dar.

Für das Erreichen eines optimalen Wärmeüberganges haben sich Blatt- und Impellerrührer (BR bzw. IM) als am besten geeignet herausgestellt. Trotz des relativ hohen Leistungsbedarfs wird eine intensive Strömung in der Rohrschlangenregion realisiert. Im Hinblick auf mehrphasige Prozesse, die in der chemischen Industrie eine dominierende Rolle spielen, sind diese Rührertypen nur eingeschränkt geeignet. Bei der Bewältigung mehrerer Rühraufgaben ist der Einsatz bzw. die Kombination von mehrstufigen Rührorganen angezeigt. Der SBR zeigt diesbezüglich durch seinen geringen Energiebedarf eine hohe Effizienz für den Wärmeübergang, schneidet jedoch bei der Mischzeit schlechter ab. Gleichzeitig eignet der SBR sich auch für das Suspendieren von Feststoffen. Der Propellerrührer (PP) zeigt sowohl für den Wärmeübergang als auch die Homogenisierleistung eine geringe Eignung für den Einsatz in Rührreaktoren und ist eher als theoretisches Beispiel für einen rein axial-förderndes Rührorgan einzuordnen.

Gemessen an der Homogenisierzeit ist die Durchmischung im Reaktor durch die Einführung von Rohrschlangen merklich verlangsamt, wobei axial-fördernde Rührorgane am stärksten betroffen sind. Die eingeschränkte Konvektion im oberen Ringspalt, zusammen mit der erhöhten Mischzeit bei exzentrischer Zugabe lässt auf eine problematische Dispergierung von Fremdphasen, einschließlich dem Einrühren aufschwimmender Partikel in diesem Bereich schließen. Daher ist insbesondere bei technischen Prozessen die Lage des Zugabeortes zu prüfen, da dort eine Akkumulation von Fremdphasen in dieser Region wahrscheinlich ist.

8 Formelzeichen und Symbolverzeichnis

8.1 Lateinische Buchstaben

a	Temperaturleitzahl	[m ² /s]
A	Austauschoberfläche	[m ²]
A	Konstante des Dimensionsansatz-Modells	[-]
a, b, c, C	Exponenten der Kriteriengleichungen	[-]
b	Strahllänge	[m]
b	charakteristischer Exponent für Temperaturabfall	[-]
c _p	Wärmekapazität	[J/kg K]
c	Konzentration	[g/L]
C	Bodenabstand	[m]
C _s	Smagorinsky-Konstante	[-]
D	Rührerdurchmesser	[m]
d	charakteristische Länge	[m]
d	Partikeldurchmesser	[m]
D	Rohr-Außendurchmesser	[m]
Fr	Froude-Zahl	[-]
g	Erdbeschleunigung	[m/s ²]
H	Flüssigkeits-Füllhöhe	[m]
I	Lichtintensität	[cd]
k	turbulente kinetische Energie	[m ² /s ²]
k	Wärmedurchgangskoeffizient	[W/m ² K]
L	Rohr-Gesamtlänge	[m]
l	Abstand vom Rohrschlangenbeginn	[m]
m	Masse	[kg]
m	Steigung der Kalibriergeraden	[-]
M	Drehmoment	[Nm]
M	Mischgüte	[-]
n	Rührerdrehfrequenz	[1/s], [rpm]
N	Ensemblegröße	[-]
n Θ	Mischzeitkennzahl	[-]
n Θ_m	räumliche gemittelte Mischzeitkennzahl	[-]
n $\Theta_{m,turb}$	räumlich und turbulent gemittelte Mischzeitkennzahl	[-]

n_c	Anzahl der Rohwendel	[-]
n_D	Brechungsindex	[-]
Ne	Newton-Zahl, Leistungskennzahl	[-]
Nu	Nusselt-Zahl	[-]
P	Leistung	[W]
Pr	Prandtl-Zahl	[-]
Q	Wärmestrom	[W]
Re	Reynolds-Zahl	[-]
ST	Solution Time	[-]
t	Zeit	[s]
T	Temperatur	[°C]
T	Behälter-Innendurchmesser	[m]
Tu	Turbulenzgrad	[-]
v	Geschwindigkeit	[m/s]
v'	Schwankungsgeschwindigkeit	[m/s]
\tilde{v}	quadratisches Mittel (<i>root-mean-square</i>) der Schwankungsgeschwindigkeiten	[m/s]
v_{tip}	Rührerumfangsgeschwindigkeit	[m/s]
v_{mag}	Betrag der Geschwindigkeitskomponenten	[m]
V	Volumen	[m ³]
Vis	Viskositätsverhältnis (Wand/Fluid)	[-]
w	Rohrgeschwindigkeit	[m/s]
W	Rührerblattbreite	[m]
x,y,z	Raumkoordinate	[m]

8.2 Griechische Formelzeichen und Operatoren

α	Wärmeübergangskoeffizient	[W/m ² K]
δ	Grenzschichtdicke	[m]
Δ	Differenz	
$\Delta\vartheta_{\text{In}}$	logarithmische Temperaturdifferenz	[K]
ε	molarer Extinktionskoeffizient	[L/g m]
ε	turbulente Energiedissipation, massebezogene Leistung	[m ² /s ³]
η	dynamische Viskosität	[Pa s]
Θ	Mischzeit	[s]
λ_k	Kolmogorov-Skala	[m]
λ	Wärmeleitfähigkeit	[W/m K]
λ	Wellenlänge	[m]
ν	kinematische Viskosität	[m ² /s]
π	Kreiszahl	[-]
ϕ	Quanteneffizienz	[-]
ρ	Dichte	[kg/m ³]

8.3 Indices

∞	auf den stationären Zustand bezogen
a	außen
aus	am Rohrschlangen-Ausgang
C	auf der Rohrwendel
eff	Effektiv
ein	am Rohrschlangen-Eingang
eq	<i>equilibrium</i> , auf den stationären Zustand bezogen
F	Fluid
ges	Gesamt
i	innen
i,j,k	Zählindices der Richtungskomponenten
m	räumliches Mittel
tip	Rührerumfang
turb	turbulent

8.4 Abkürzungen

CFD	Computational Fluid Dynamics (numerische Strömungssimulation)
DNS	Direkte Numerische Simulation
FOV	Field of View
fps	frames per second (Bilder pro Sekunde)
IA	interrogation area
ILS	Integrale Längenskala (der Turbulenz)
LDA	Laser Doppler Anemometrie
LES	Large Eddy Simulation
LIF	Laser Induzierte Fluoreszenz
LSM	Least Squares Matching
MRF	Multiple Reference Frames Methode
Nd:YAG-Laser	Neodym-dotierter Yttrium-Aluminium-Granat-Laser
PIV	Particle Image Velocimetry
PG	Plexiglas
PMMA	Polymethylmethacrylat
px	Pixel
RANS	Reynolds Averaged Navier-Stokes Gleichungen
RIM	Refractive Index Matching (Brechungsindexanpassung)
ROI	Region of Interest
rpm	rounds per minute (Umdrehungen pro Minute)
RS	Rohrschlangen
RWAZ	Relevante Wärmeaustauschzone
SB	Strombrecher
sgs	sub-grid-scale
SIMPLE	Semi-Implicite Method for Pressure Linked Equations
TKE	turbulente kinetische Energie
UZS	Uhrzeigersinn
WÜ	Wärmeübergang

verwendete Rührertypen

6BS	6-Blattscheibenrührer (Rushton-Turbine)
SBR	Schrägblattrührer
BR	Blattrührer
IM	Impellerrührer
PP	Propellerrührer

9 Literatur

- [1] H. Lüning, Maische Kocher von Innen - Labrot & Graham Brennerei, USA **1999**.
- [2] E.L. Paul, V.A. Atiemo-Obeng, S.M. Kresta, *Handbook of industrial mixing: Science and practice*, Wiley-Interscience, Hoboken, N.J **2004**.
- [3] G. Tatterson, R. Brodkey, R. Calabrese, *Chemical Engineering Progress* **1991** 87 (6), 45.
- [4] B.P. Nikhade, J.A. Moulijn, V.G. Pangarkar, *Ind. Eng. Chem. Res.* **2005** 44 (12), 4400.
- [5] D.A. Street, *Dissertation*, University of Leeds, Leeds **1991**.
- [6] D. Street, C. McGreavy, *Compact Heat Exchangers: techniques fo size reduction* **1991**, 279.
- [7] J. Nunhez, C. McGreavy, *Braz. J. Chem. Eng.* **1995** 12 (1), 345.
- [8] S. Pedrosa, J. Nunhez, *Braz. J. Chem. Eng.* **2003** 20 (2), 111.
- [9] V. Bliem, *Master Thesis*, Hochschule Niederrhein, Krefeld **2013**.
- [10] V. Bliem, H.J. Schultz, *International Journal of Chemical Engineering* **2014** 2014 (6), 1.
- [11] R.J. Adrian, *Exp Fluids* **2005** 39 (2), 159.
- [12] R. Afshar Ghotli, A.A.A. Raman, S. Ibrahim, S. Baroutian, *Chemical Engineering Communications* **2013** 200 (5), 595.
- [13] R. Perrin, E. Cid, S. Cazin, A. Sevrain, M. Braza, F. Moradei, G. Harran, *Exp Fluids* **2006** 42 (1), 93.
- [14] F.R. Khan, C.D. Rielly, D. Brown, *Chemical Engineering Science* **2006** 61 (9), 2799.
- [15] D.R. Troolin, E.K. Longmire, *Exp Fluids* **2010** 48 (3), 409.

- [16] A. Ducci, M. Yianneskis, *AIChE J.* **2007** 53 (2), 305.
- [17] M. Schäfer, M. Yianneskis, P. Wächter, F. Durst, *AIChE J.* **1998** 44 (6), 1233.
- [18] A. Liné, J.-C. Gabelle, J. Morchain, D. Anne-Archard, F. Augier, *Chemical Engineering Research and Design* **2013** 91 (11), 2073.
- [19] R. Atibeni, Z. Gao, Y. Bao, *Can. J. Chem. Eng.* **2012**, n/a.
- [20] H.-J. Henzler, *VDI-Forschungsheft* 587 **1978**.
- [21] *Verfahrenstechnische Berechnungsmethoden: Teil 4: Stoffvereinigen in fluiden Phasen* (Ed: F. Liepe). Ausrüstungen und ihre Berechnung, 1st ed., VCH, Weinheim **1988**.
- [22] M. Zlokarnik, *Chemie Ing. Techn.* **1967** 39 (9-10), 539.
- [23] J.Y. Oldshue, *Mixing theory and practice*, V. M. Uhl and J. B. Gray Vol. I, Academic Press, New York(1966). 340 pages,\$15.50, Vol.13, Academic Press, New York **1967**.
- [24] N. Harnby, M.F. Edwards, A.W. Nienow, *Mixing in the process industries*, 2nd ed., Butterworth-Heinemann, Oxford, Boston **1997**.
- [25] P. Mavros, *Chemical Engineering Research and Design* **2001** 79 (2), 113.
- [26] G. Ascanio, *Chinese Journal of Chemical Engineering* **2015** 23 (7), 1065.
- [27] S. Nagata, *Mixing. principles and applications*, Kodansha scientific books, Kodansha, Tokyo **1975**.
- [28] N.K. Nere, A.W. Patwardhan, J.B. Joshi, *Ind. Eng. Chem. Res.* **2003** 42 (12), 2661.
- [29] T.H. Chilton, T.B. Drew, R.H. Jebens, *Industrial & Engineering Chemistry* **1944** 36 (6), 510.
- [30] S.N.M. Nagata, T. Takhimoto, *Heat Transf. - Jpn. Res.* **1972** 1 (2), 49.
- [31] W.T. Appleton, W.C. Brennan, *Can. J. Chem. Eng.* **1966** 44 (5), 276.

- [32] J.Y. Oldshue, A.T. Gretton, *Chem. Eng. Progress* **1954** 50 (12), 615.
- [33] A.H.P. Skelland, W.K. Blake, J.W. Dabrowski, J.A. Ulrich, T.F. Mach, *AIChE J.* **1965** 11 (5), 951.
- [34] A.H.P. Skelland, G.R. Dimmick, *Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Dev.* **1969** 8 (2), 267.
- [35] K.K. Seth, E.P. Stahel, *Industrial & Engineering Chemistry* **1969** 61 (6), 39.
- [36] V.C. Marshall, N. Yazdani, *Chem. Process. Eng.* **1970** (4), 89.
- [37] R. Poggemann, A. Steiff, P.-M. Weinspach, *Chemie Ingenieur Technik* **1979** 51 (10), 948.
- [38] A. Steiff, R. Poggemann, P.-M. Weinspach, *Chemie Ingenieur Technik* **1980** 52 (6), 492.
- [39] M. Kraume, *Mischen und Rühren: Grundlagen und moderne Verfahren*, Wiley-VCH, Weinheim **2003**.
- [40] Gesellschaft Verfahrenstechnik und Chemieingenieurwesen., *VDI-Wärmeatlas*, 10th ed., Springer, Berlin, Heidelberg, New York **2006**.
- [41] M. Stuess, *Mechanische Verfahrenstechnik - Partikeltechnologie*, 3rd ed., Springer, Berlin **2006**.
- [42] M. Zlokarnik, *Rührtechnik: Theorie und Praxis*, Springer, Berlin [u.a.] **1999**.
- [43] DIN 28130, *Chemischer Apparatebau - Übersicht über Bauteile von Rührbehältern mit Rührwerk (28130)* **2007**, accessed 19 December 2015.
- [44] M. Zlokarnik, *Chemie Ingenieur Technik* **1983** 55 (5), 363.
- [45] J.W. Hiby, *Chemie Ingenieur Technik* **1979** 51 (7), 704.
- [46] L. Manna, *Chemical Engineering Journal* **1997** 67 (3), 167.
- [47] M. Zlokarnik, in *Ullmann's encyclopedia of industrial chemistry*, 6th ed., Wiley-VCH, Weinheim, Germany **2003**.

- [48] M. Raffel, *Particle image velocimetry: A practical guide*, 2nd ed., Springer, Berlin [etc.] **op. 2007**.
- [49] A. Melling, *Meas. Sci. Technol.* **1997** 8 (12), 1406.
- [50] Dantec Dynamics A/S, *Dynamic Studio: Manual* **2012**.
- [51] J. Kitzhofer, F.G. Ergin, V. Jaunet.
- [52] M. Hirtsiefer, *Master Thesis*, Hochschule Niederrhein, Krefeld **2015**.
- [53] H. Sigloch, *Technische Fluidmechanik*, 8th ed., Springer, Berlin, Heidelberg **2011**.
- [54] P.A. Davidson, *Turbulence: An introduction for scientists and engineers*, Oxford University Press, Oxford, UK, New York **2004**.
- [55] H. Kuhlmann, *Turbulenzmodellierung: Numerische Methoden der Strömungsmechanik*. Vorlesungsscript, TU Wien **WS 08/09**.
- [56] U. Boltersdorf, *Zur Modellierung und Simulation gerührter Ein- und Mehrphasenreaktoren mit Zellennetzmodellen*, UMSICHT-Schriftenreihe / Fraunhofer-Institut für Umwelt-, Sicherheits- und Energietechnik, UMSICHT, Bd. 31, Fraunhofer-IRB-Verl., Stuttgart **2002**.
- [57] R. Schwarze, *CFD-Modellierung: Grundlagen und Anwendungen bei Strömungsprozessen*, Springer Vieweg, Berlin **2013**.
- [58] A.R. Paschedag, *CFD in der Verfahrenstechnik: Allgemeine Grundlagen und mehrphasige Anwendungen*, Wiley-VCH, Weinheim **2004**.
- [59] J.H. Ferziger, M. Perić, *Computational Methods for Fluid Dynamics*, Springer Berlin Heidelberg, Berlin, Heidelberg **2002**.
- [60] J. Skočilas, I. Fořt, T. Jirout, *Chemical and Process Engineering* **2013** 34 (1).
- [61] J.B. Joshi, N.K. Nere, C.V. Rane, B.N. Murthy, C.S. Mathpati, A.W. Patwardhan, V.V. Ranade, *Can. J. Chem. Eng.* **2011** 89 (1), 23.

- [62] DIN 28001, *Gewölbte Böder - Klöpperform (28001)* **2012**, accessed 19 December 2015.
- [63] Y.A. Hassan, E.E. Dominguez-Ontiveros, *Nuclear Engineering and Design* **2008** *238* (11), 3080.
- [64] S. Wiederseiner, N. Andreini, G. Epely-Chauvin, C. Ancey, *Exp Fluids* **2011** *50* (5), 1183.
- [65] R. Budwig, *Exp Fluids* **1994** *17* (5), 350.
- [66] Evonik Industries AG, *Technische Information Plexiglas XT* **2013**.
- [67] R.M. Waxler, D. Horowitz, A. Feldman, *Appl Opt* **1979** *18* (1), 101.
- [68] D. Bernd Kraft GmbH, *Sicherheitsdatenblatt Ammoniumthiocyanat* **2014**.
- [69] R. Heinz, *Projektarbeit*, Hochschule Niederrhein, Krefeld **2015**.
- [70] E. Riedel, *Anorganische Chemie*, 6th ed., W. de Gruyter, Berlin, New York **2004**.
- [71] J. Sakakibara, R.J. Adrian, *Experiments in Fluids* **1999** *26* (1-2), 7.
- [72] A. Stefan, *Master Thesis*, Hochschule Niederrhein, Krefeld **2014**.
- [73] P. Saarenrinne, M. Piirto, H. Eloranta, *Meas. Sci. Technol.* **2001** *12* (11), 1904.
- [74] J. Hinze, *Turbulence. 2.ed*, McGraw-Hill, New York, N.Y. **1975**.
- [75] K.V. Sharp, R.J. Adrian, *AIChE J.* **2001** *47* (4), 766.
- [76] F.R. Khan, *Dissertation*, Loughborough University, Loughborough, UK **2005**.
- [77] S.M. Kresta, P.E. Wood, *Chemical Engineering Science* **1993** *48* (10), 1761.
- [78] K.C. Lee, M. Yianneskis, *AIChE J.* **1998** *44* (1), 13.
- [79] M. Mahouast, G. Cognet, R. David, *AIChE J.* **1989** *35* (11), 1770.
- [80] J. Sheng, H. Meng, R.O. Fox, *Chemical Engineering Science* **2000** *55* (20), 4423.

- [81] J.F. Hall, M. Barigou, M. Simmons, E.H. Stitt, *Chemical Engineering Science* **2005** 60 (8-9), 2355.
- [82] A. Delafosse, M.-L. Collignon, M. Crine, D. Toye, *Chemical Engineering Science* **2011** 66 (8), 1728.
- [83] S.B. Pope, *Turbulent flows*, Cambridge University Press, Cambridge, New York **2000**.
- [84] S. Kresta, *Can. J. Chem. Eng.* **1998** 76 (3), 563.
- [85] M. Yianneskis, Z. Popiolek, J.H. Whitelaw, An experimental study of the steady and unsteady flow characteristics of stirred reactors **1987**, accessed 4 July 2013.
- [86] M. Schäfer, M.a.D.F. Hofken, Lisbon **1996**.
- [87] *Industrial Mixing Technology: Chemical and Biological Applications.: Chapter: The Influence of Geometric Factors on the Optimum Design of Stirred Tank Reactors* (Ed: G. Tatterson), AIChE Symposium Series, Vol.89 **1994**.
- [88] M. Micheletti, S. Baldi, S.L. Yeoh, A. Ducci, G. Papadakis, K.C. Lee, M. Yianneskis, *Chemical Engineering Research and Design* **2004** 82 (9), 1188.
- [89] H.S. Yoon, D.F. Hill, S. Balachandar, R.J. Adrian, M.Y. Ha, *Chemical Engineering Science* **2005** 60 (12), 3169.
- [90] R. Raju, S. Balachandar, D.F. Hill, R.J. Adrian, *Chemical Engineering Science* **2005** 60 (12), 3185.
- [91] F.R. Khan, C.D. Rielly, G.K. Hargrave, *Chem. Eng. Technol.* **2004** 27 (3), 264.
- [92] D. Xu, J. Chen, *Experimental Thermal and Fluid Science* **2013** 44, 662.
- [93] W. Chtourou, M. Ammar, Z. Driss, M.S. Abid, *cent.eur.j.eng* **2011** 1 (4), 380.
- [94] A. Gabriele, A.W. Nienow, Simmons, M. J. H., *Chemical Engineering Science* **2009** 64 (1), 126.
- [95] S.M. Kresta, P.E. Wood, *Can. J. Chem. Eng.* **1993** 71 (1), 42.

- [96] H. Nobach, E. Bodenschatz, *Exp Fluids* **2009** 47 (1), 27.
- [97] R.J. Adrian, J. Westerweel, *Particle Image Velocimetry*, 1st ed., Cambridge Aerospace Series, Vol.30, Cambridge University Press, Cambridge **2011**.
- [98] H.K. Versteeg, W. Malalasekera, *An introduction to computational fluid dynamics: The finite volume method*, 2nd ed., Pearson Education Ltd, Harlow, England, New York **2007**.
- [99] J. Meyers, P. Saugut, *J. Fluid Mech.* **2006** 569, 287.
- [100] J. Meyers, B.J. Geurts, P. Sagaut, *Journal of Computational Physics* **2007** 227 (1), 156.
- [101] I. Houcine, E. Plasari, R. David, *Chem. Eng. Technol.* **2000** 23 (7), 605.
- [102] Distelhoff, M. F. W., A.J. Marquis, J.M. Nouri, J.H. Whitelaw, *Can. J. Chem. Eng.* **1997** 75 (4), 641.
- [103] Ekato Holding GmbH, *Ekato. The book*, 3rd ed., EKATO Holding, Freiburg, Br. **2012**.
- [104] N.J. Fentiman, N. St.Hill, K.C. Lee, G.R. Paul, M. Yianneskis, *Chemical Engineering Research and Design* **1998** 76 (7), 835.
- [105] M. Matzke, *Bachelor Thesis*, Hochschule Niederrhein, Krefeld **2015**.
- [106] H. J. Schultz, V. Bliem, M. Matzke, *Internes Forschungsgespräch*, HSNR **2015**.
- [107] P. Mohan, A. Nicholas Emery, T. Al-Hassan, *Experimental Thermal and Fluid Science* **1992** 5 (6), 861.
- [108] V.T. Perarasu, M. Arivazhagan, P. Sivashanmugam, *International Journal of Food Engineering* **2011** 7 (4).
- [109] G. Havas, A. Deák, J. Sawinsky, *Chem. Eng. J.* **1987** 35 (1), 61.
- [110] G. Havas, A. Deak, J. Sawinsky, *Chem. Eng. J.* **1982** 23, 161.

- [111] G. Havas, A. Deak, J. Sawinsky, *Chem. Eng. J.* **1983** 27, 197.
- [112] V. Bliem, H.J. Schultz, in *ICAIM: International Conference on Applications for Image Based Measurements, 24th - 25th of June 2014 in Leipzig/Germany*, Dantec Dynamics, [Ulm] **2014**.
- [113] DIN 32645, *Chemische Analytik - Nachweis-, Erfassungs- und Bestimmungsgrenze unter Wiederholbedingungen - Begriffe, Verfahren, Auswertung (32645)* **2008**, accessed 19 December 2015.
- [114] K. Zähringer, P. Kováts, L.-M. Wagner, D. Thévenin, *Chemie Ingenieur Technik* **2014** 86 (9), 1527.
- [115] K. Hishida, J. Sakakibara, *Exp Fluids* **2000** 29 (7), S129-S140.
- [116] M. Bruchhausen, F. Guillard, F. Lemoine, *Exp Fluids* **2005** 38 (1), 123.
- [117] P. Dunand, G. Castanet, F. Lemoine, *Exp Fluids* **2012** 52 (4), 843.
- [118] K. Kling, D. Mewes, *Chemical Engineering Science* **2004** 59 (7), 1523.
- [119] J. Sutton, B. Fisher, J. Fleming, *Exp Fluids* **2008** 45 (5), 869.
- [120] C.E. Estrada-Pérez, Y.A. Hassan, S. Tan, *The Review of scientific instruments* **2011** 82 (7), 74901.

10 Anhang

10.1 Strömungsfelduntersuchungen

Tabelle 10.1: Einstellungen, Messdaten und Berechnungen der PIV-Messungen und CFD-Simulationen

Einstellung				PIV					CFD
Rührer	D [m]	n [rpm]	Re [1]	dt [μs]	J [Ncm]	P [W]	P/V [W/m ³]	ε [W/kg]	SolutionTime
GBS	0,07	389	2,0E+04	1100	5,80	2,37	337,9	0,295	3000
	0,07	350	1,8E+04	1200	4,84	1,78	253,7	0,221	3500
	0,07	243	1,3E+04	1750	2,35	0,60	85,6	0,075	4000
	0,07	195	1,0E+04	2500	1,53	0,31	44,6	0,039	5000
	0,07	146	7,5E+03	3300	0,81	0,12	17,7	0,015	6000
	0,07	97	5,0E+03	5000	0,35	0,04	5,1	0,004	7000
SBR	0,07	389	2,0E+04	1200	1,06	0,43	61,7	0,054	3000
	0,07	350	1,8E+04	1500	0,87	0,32	45,5	0,040	3000
	0,07	243	1,3E+04	2000	0,44	0,11	16,0	0,014	4000
	0,07	195	1,0E+04	2500	0,30	0,06	8,7	0,008	4500
	0,07	146	7,5E+03	3300	0,20	0,03	4,3	0,004	5000
	0,07	97	5,0E+03	5000	0,08	0,01	1,1	0,001	5500
BR	0,07	243	1,3E+04	1120	2,90	0,74	105,6	0,092	
	0,07	195	1,0E+04	1400	1,85	0,38	53,9	0,047	
	0,07	146	7,5E+03	1860	1,09	0,17	23,8	0,021	
	0,07	97	5,0E+03	2800	0,44	0,04	6,4	0,006	
IM	0,10	130	1,2E+04	1500	3,40	0,46	66,1	0,058	
	0,10	104	1,0E+04	1870	2,15	0,23	33,5	0,029	
	0,10	78	7,5E+03	2500	1,34	0,11	15,6	0,014	
	0,10	52	5,0E+03	3200	0,66	0,04	5,1	0,004	
PP	0,07	389	2,0E+04	1900	0,62	0,25	36,1	0,032	
	0,07	292	1,5E+04	2600	0,33	0,10	14,4	0,013	
	0,07	243	1,3E+04	3000	0,17	0,04	6,2	0,005	
	0,07	195	1,0E+04	3800	0,14	0,03	4,1	0,004	
	0,07	146	7,5E+03	5000	0,07	0,01	1,5	0,001	
	0,07	97	5,0E+03	7800	0,06	0,01	0,9	0,001	

10.2 Mischzeitdaten

Tabelle 10.2: Mischzeitdaten der verwendeten Rührertypen

Rührer	Zugabe	D [m]	n [rpm]	Re [1]	t _{M,1} [s]	t _{M,2} [s]	t _{M,3} [s]	t _{M,4} [s]	t _{M,5} [s]	t _{M,6} [s]	t _{M,Mitte} [s]	σ _{nθm} [s]	nθ _m [1]
GBS	Zentrisch	0,07	389	3,6E+04	4,3	3,9	4,0	6,8	4,6	4,2	4,6	1,1	30,0
		0,07	350	3,2E+04	8,0	3,9	3,9	5,1	4,1	4,6	5,0	1,6	29,0
		0,07	243	2,2E+04	6,4	7,2	7,4	13,1	8,4	7,7	8,4	2,4	33,9
		0,07	195	1,8E+04	12,3	11,7	11,4	12,9	11,4	13,2	12,2	0,8	39,5
		0,07	146	1,3E+04	16,4	13,6	11,1	20,1	17,7	18,9	16,3	3,4	39,7
		0,07	97	8,9E+03	14,2	18,6	17,9	22,3	19,2	20,4	18,8	2,7	30,3
	Exzentrisch	0,07	389	3,6E+04	6,8	4,3	4,3	4,4	4,2	4,7	4,8	1,0	31,1
		0,07	350	3,2E+04	7,8	7,3	8,5	7,8	10,2	8,6	8,3	1,0	48,7
		0,07	243	2,2E+04	7,0	5,0	6,7	8,6	6,2	7,2	6,8	1,2	27,5
		0,07	195	1,8E+04	13,4	9,3	9,1	11,9	9,4	10,5	10,6	1,7	34,5
		0,07	146	1,3E+04	17,1	16,2	15,5	13,7	16,6	17,7	16,1	1,4	39,2
		0,07	97	8,9E+03	26,6	26,8	26,8	22,5	25,8	24,4	25,5	1,7	41,2

Rührer	Zugabe	D [m]	n [rpm]	Re [1]	t _{M,1} [s]	t _{M,2} [s]	t _{M,3} [s]	t _{M,4} [s]	t _{M,5} [s]	t _{M,6} [s]	t _{M,Mitte} [s]	σ _{nθm} [s]	nθ _m [1]
SBR	Zentrisch	0,07	389	3,6E+04	5,2	6,5	6,9	9,1	7,4	7,2	7,1	1,3	45,8
		0,07	350	3,2E+04	6,8	8,1	7,5	12,3	8,1	8,2	8,5	1,9	49,6
		0,07	243	2,2E+04	11,9	11,6	11,6	12,6	12,1	12,6	12,1	0,5	48,9
		0,07	195	1,8E+04	11,4	11,9	12,6	12,3	12,5	12,2	12,1	0,5	39,4
		0,07	146	1,3E+04	16,2	15,7	16,0	17,2	17,0	17,4	16,6	0,7	40,4
		0,07	97	8,9E+03	20,7	22,6	19,6	21,8	25,4	21,2	21,9	2,0	35,4
	Exzentrisch	0,07	389	3,6E+04	6,4	9,7	9,7	13,1	9,9	9,0	9,6	2,1	62,5
		0,07	350	3,2E+04	12,9	12,7	11,7	10,1	11,7	11,3	11,7	1,0	68,5
		0,07	243	2,2E+04	11,9	13,1	13,2	14,5	9,8	13,7	12,7	1,7	51,4
		0,07	195	1,8E+04	16,3	17,6	17,9	20,3	20,0	19,1	18,5	1,6	60,2
		0,07	146	1,3E+04	19,3	22,2	23,0	25,1	23,4	23,9	22,8	2,0	55,5
		0,07	97	8,9E+03	29,7	29,4	29,1	33,7	29,7	34,5	31,0	2,4	50,2
BR	Zentrisch	0,07	243	2,2E+04	4,8	4,1	3,7	5,1	3,5	4,6	4,3	0,6	17,4
		0,07	195	1,8E+04	5,2	4,6	2,5	6,9	3,8	4,8	4,6	1,5	15,1
		0,07	146	1,3E+04	9,5	7,4	7,0	7,2	7,4	7,4	7,6	0,9	18,6
		0,07	97	8,9E+03	14,9	13,6	17,3	16,7	17,3	16,4	16,0	1,5	25,9
	Exzentrisch	0,07	243	2,2E+04	6,7	6,2	6,9	10,9	5,4	3,7	6,6	2,4	26,9
		0,07	195	1,8E+04	7,2	7,1	5,9	6,3	6,6	5,1	6,4	0,8	20,7
		0,07	146	1,3E+04	10,3	9,9	8,6	10,7	9,5	11,9	10,1	1,1	24,7
		0,07	97	8,9E+03	14,2	11,1	12,7	11,8	7,4	10,8	11,3	2,3	18,3

Rührer	Zugabe	D [m]	n [rpm]	Re [1]	t _{M,1} [s]	t _{M,2} [s]	t _{M,3} [s]	t _{M,4} [s]	t _{M,5} [s]	t _{M,6} [s]	t _{M,Mitte} [s]	σ _{n0m} [s]	nθ _m [1]
IM	Zentrisch	0,10	243	5,5E+04	4,0	4,0	3,7	6,9	3,0	4,0	4,2	1,4	17,2
		0,10	195	4,4E+04	4,6	3,4	4,0	4,6	5,2	4,3	4,4	0,6	14,2
		0,10	146	3,3E+04	7,4	6,2	4,9	12,7	4,5	7,0	7,1	3,0	17,3
		0,10	97	2,2E+04	14,6	14,0	13,2	17,9	13,6	15,1	14,7	1,7	23,8
	Exzentrisch	0,10	243	5,5E+04	6,4	4,1	3,1	6,3	4,1	4,0	4,7	1,3	18,9
		0,10	195	4,4E+04	8,3	7,6	8,4	6,5	6,4	7,6	7,5	0,9	24,2
		0,10	146	3,3E+04	9,2	8,9	5,8	13,0	8,9	7,3	8,8	2,4	21,5
		0,10	97	2,2E+04	13,6	12,6	13,0	11,6	13,4	12,4	12,8	0,8	20,6
PP	Zentrisch	0,07	243	2,2E+04	15,5	9,8	9,1	13,7	10,5	9,4	11,3	2,7	45,8
		0,07	195	1,8E+04	21,7	14,6	20,0	19,0	15,0	18,1	18,1	2,8	58,7
		0,07	146	1,3E+04	30,7	27,0	30,6	17,6	29,8	26,6	27,0	5,0	65,8
		0,07	97	8,9E+03	38,8	46,6	42,5	55,3	43,3	48,9	45,9	5,8	74,2
	Exzentrisch	0,07	243	2,2E+04	13,7	17,7	18,4	26,6	19,9	19,0	19,2	4,2	77,9
		0,07	195	1,8E+04	25,7	20,1	20,7	37,6	25,3	35,8	27,5	7,5	89,4
		0,07	146	1,3E+04	34,3	28,1	30,4	47,8	36,0	27,3	34,0	7,6	82,7
		0,07	97	8,9E+03	45,0	50,9	53,2	69,7	57,1	54,7	55,1	8,3	89,1

10.3 Publikationsliste

Publikationen

- 06/2014 Volker Bliem, Heyko Jürgen Schultz
International Journal of Chemical Engineering 2014 (6), 1.
Investigation of Horizontal Velocity Fields in Stirred Vessels with Helical Coils
- 02/2013 Heyko Jürgen Schultz, Florian Merkel, Volker Bliem
Gas For Energy, 2013, 2
Gas hydrates: Feasibility of CO₂-sequestration und related natural gas production

Vorträge

- 03/2015 Jahrestreffen der Fachgruppen Computational Fluid Dynamics und Mehrphasenströmungen
Lüneburg
„Interaktive Untersuchung von Rührprozessen am Beispiel eines Reaktors mit Rohrschlangeneinbauten: Teil 1: Reaktormodell und Messung mittels PIV“
- 06/2014 International Conference on Applications for Image Based Measurements (iCAIM)
Leipzig
“Investigation of Convective Heat Transport from Helical Coils in Turbulent Mixed Vessels by PIV/PLIF”

Poster

- 11/2014 Werkstoffdialog Innovative Werkstoffe, Krefeld
„Untersuchung des Wärmetransports von helikalen Heizflächen in Rührprozessen mittels Laserinduzierter Fluoreszenz (LIF)“
- 11/2013 Promovendentag der Hochschule Niederrhein, Mönchengladbach
„Untersuchung der Strömungsverhältnisse in Rührreaktoren mit Einbauten mittel Particle Image Velocimetry (PIV)“
- 03/2013 Jahrestreffen der Fachgruppen Extraktion und Mehrphasenströmungen
Baden-Baden
„Bestimmung des Massenanteils dispergierter Aktivkohle in organischen Flüssigkeiten über die Sedimenthöhe durch analytische Zentrifugation“

10.4 Lebenslauf

**Der Lebenslauf ist in der Online-Version aus Gründen des Datenschutzes nicht
enthalten.**

10.5 Erklärung

Hiermit versichere ich, dass ich die vorliegende Arbeit mit dem Titel

„Untersuchung des Einflusses der Strömungsverhältnisse auf den Wärmeübergang in Rührreaktoren mit Rohrschlangeneinbauten mittels Particle Image Velocimetry und Laser Induced Fluorescence“

selbst verfasst und keine außer den angegebenen Hilfsmitteln und Quellen benutzt habe. Des Weiteren wurde die Arbeit in dieser oder ähnlicher Form noch bei keiner anderen Universität eingereicht.

Krefeld, im März 2016